

**PRARANCANGAN PABRIK *CHLOROBENZENE*
DARI *BENZENE* DAN *CHLORINE* DENGAN
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Yogi Adi Prabowo

NIM 18521101

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRARANCANGAN PABRIK *CHLOROBENZENE* DARI *BENZENE* DAN *CHLORINE* DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Yogi Adi Prabowo

NIM : 18521101

Yogyakarta, 15 September 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Yogi Adi Prabowo

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK *CHLOROBENZENE* DARI *BENZENE* DAN
***CHLORINE* KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK



Disusun Oleh :

Nama : Yogi Adi Prabowo

NIM : 18521101

Yogyakarta, 15 September 2022

Pembimbing I **Pembimbing II**

Khamdan Cahyari, Dr.,S.T.,M.Sc **Ajeng Yulianti Dwi Lestari,S.T., M.T.**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *CHLOROBENZENE* DARI *BENZENE* DAN *CHLORINE* DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : **Yogi Adi Prabowo**

NIM : **18521101**

Telah Diperhatikan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta,

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.
Ketua



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.
Anggota I



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.
Anggota II

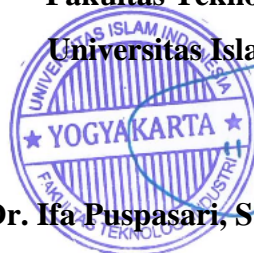


Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadirat Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik *Chlorobenzene* Dari *Benzene* dan *Chlorine* Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun” tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada pihak-pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini secara langsung maupun tidak langsung, yang terhormat :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesehatan, kesabaran, dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu mendo'akan kami serta memberikan dukungan serta motivasi kepada kami untuk mengerjakan serta menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Bapak Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II yang selalu sabardalam membimbing kami dan memberikan semangat kepada kami untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.
6. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2018 yang selalu memberikan semangat.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan naskah laporan ini.

Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya. Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini. Akhir kata penulis berharap laporan penelitian ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 15 September 2022

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Terimakasih kepada kedua orang tua saya Bapak Maryanto, S.Pd (alm) dan Ibu Dwi Setyo Rahayu, S.Pd serta kakak-kakak saya yang telah memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang sangat luarbiasa. Terimakasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar selalu berbakti, bermanfaat, dan dapat membahagiakan suatu hari nanti.

Terima kasih kepada Bapak Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. Selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, sahabat yang selalu membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Dan tak lupa saya juga mengucapkan terimakasih kepada teman-teman Kontrakan Skuyy (Fachrul, Farros Fikar, Visral, dan Rifky) serta anak anak Diskusi TA (Dimas, Gunawan, Rausyan, Farrel, Kiki, Benny, Ricky) yang telah meluangkan waktu untuk sama sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir yang terasa jenuh. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari (Aamiin).

Yogi Adi Prabowo

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN	xv
DAFTAR LAMBANG /NOTASI /SINGKATAN	xvi
ABSTRAK	xix
BAB I	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Supply	2
1.2.2 Demand	5
1.2.3 Kapasitas Pabrik Komersial	8
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 Jenis Proses Produksi Klorobenzena	10
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	15
1.4.1 Tinjauan Kinetika	15
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	16
BAB II	20
2.1 Spesifikasi Produk	20
2.1.1 Klorobenzena (<i>Chlorobenzene</i>)	20
2.1.2 Diklorobenzena (<i>Dichlorobenzene</i>)	21
2.1.3 Asam Klorida (<i>Hydrochloric Acid</i>)	22
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	23
2.2.1 Benzena (<i>Benzene</i>)	23
2.2.2 Klorin (<i>Chlorine</i>)	24
2.2.3 Besi (III) Klorida (<i>Ferric Chloride</i>)	25
2.2.4 Natrium Hidroksida (<i>Sodium Hydroxide</i>)	26
2.3 Pengendalian Kualitas	29
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	29
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	29
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	31
2.3.4 Pengendalian Waktu	31
2.3.5 Pengendalian Bahan Proses	31
BAB III	32
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	32
3.3.1 Diagram Alir Kualitatif	32
3.3.1 Diagram Alir Kuantitatif	34

3.2	Uraian Proses	35
3.2.1	Persiapan bahan baku dan bahan pendukung	35
3.1.2	Proses reaksi klorinasi	37
3.1.3	Proses <i>neutralizer</i>	38
3.1.4	Proses pemurnian produk	39
3.3	Spesifikasi Alat	40
3.3.1	Spesifikasi Reaktor	40
3.3.2	Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah	42
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan	53
3.3.4	Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> dan <i>Compressor</i>	55
3.3.5	Spesifikasi Alat Transportasi	56
3.3.6	Spesifikasi Alat Penukar Panas	61
3.4	Neraca Massa	71
3.4.1	Neraca Massa Total	71
3.4.2	Neraca Massa Alat	71
3.5	Neraca Panas	76
3.5.1	Neraca Panas Total	76
3.5.2	Neraca Panas Alat	77
BAB IV	81
4.1	Lokasi Pabrik	81
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	82
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	85
4.2	Tata Letak Pabrik	86
4.3	Tata Letak Alat Proses	88
4.4	Organisasi Perusahaan	90
4.4.1	Bentuk Perusahaan	90
4.4.2	Struktur Perusahaan	91
4.4.3	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	96
4.4.4	Jam Kerja Karyawan	100
4.4.5	Fasilitas Karyawan	102
BAB V	104
5.1	Unit penyediaan dan pengolahan air	104
5.1.1	Unit Penyediaan Air	104
5.1.2	Unit Pengolahan Air	109
5.2	Unit pembangkit Steam (<i>Steam Generator System</i>)	113
5.3	Unit Pembangkit Listrik	114
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan	118
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	118
5.6	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	118
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	120
BAB VI	129
6.1	Penaksiran Harga Alat	130
6.2	Dasar Perhitungan	135
6.3	Komponen Biaya	135
6.4	Analisa Keuntungan	139
6.5	Analisa Kelayakan	140

BAB VII.....	145
7.1 Kesimpulan.....	145
7.2 Saran.....	146
DAFTAR PUSTAKA.....	xxiv
LAMPIRAN A.....	xxvii



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor <i>chlorobenzene</i> di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 % Pertumbuhan data impor tahun 2015-2020.....	4
Tabel 1.3 Data pemakaian <i>chlorobenzene</i> tiap perusahaan di Indonesia.....	6
Tabel 1.4 Kebutuhan <i>chlorobenzene</i> dari setiap perusahaan	7
Tabel 1.5 Data produsen <i>chlorobenzene</i> di luar negeri.....	9
Tabel 1.6 Perbandingan jenis proses pembuatan <i>chlorobenzene</i>	14
Tabel 1.7 Nilai ΔH° f masing-masing komponen	16
Tabel 1.8 Nilai ΔG° f masing-masing komponen	17
Tabel 2.1 Spesifikasi <i>chlorobenzene</i> (C_6H_5Cl)	20
Tabel 2.2 Spesifikasi <i>dichlorobenzene</i> ($C_6H_4Cl_2$).....	21
Tabel 2.3 Spesifikasi <i>hydrochloric acid</i> (HCl)	22
Tabel 2.4 Spesifikasi <i>benzene</i> (C_6H_6)	23
Tabel 2.5 Spesifikasi <i>chlorine</i> (Cl_2)	24
Tabel 2.6 Spesifikasi <i>ferric chloride</i> ($FeCl_3$)	25
Tabel 2.7 Spesifikasi <i>sodium hydroxide</i> (NaOH)	26
Tabel 2.8 Identifikasi <i>hazard</i> bahan baku dan produk dalam proses	27
Tabel 3.1 Spesifikasi tangki penyimpanan.....	53
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>expansion valve</i> dan <i>compressor</i>	55
Tabel 3.3 Spesifikasi alat transportasi padatan	56
Tabel 3.4 Spesifikasi alat transportasi cairan	58
Tabel 3.5 Spesifikasi <i>condesor</i> (CD-01).....	61
Tabel 3.6 Spesifikasi <i>condensor</i> (CD-02).....	62
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>reboiler</i> (RB-01)	62
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>reboiler</i> (RB-02)	63
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>heater</i> (HE-01).....	64
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>heater</i> (HE-02).....	64
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>heater</i> (HE-03).....	65
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>heater</i> (HE-04).....	66
Tabel 3.13 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-01).....	66
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-02).....	67
Tabel 3.15 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-03).....	68
Tabel 3.16 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-04).....	68
Tabel 3.17 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-05).....	69
Tabel 3.18 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-06).....	70
Tabel 3.19 Neraca massa total	71
Tabel 3.20 Neraca massa mixer (M-01).....	71
Tabel 3.21 Neraca massa reaktor (R-01).....	72
Tabel 3.22 Neraca massa <i>cyclone</i> (CY-01).....	72
Tabel 3.23 Neraca massa separator (SP-01)	73
Tabel 3.24 Neraca massa absorber (ABS-01)	73
Tabel 3.25 Neraca massa <i>centrifuge</i> (CF-01).....	74
Tabel 3.26 Neraca massa mixer (M-02).....	74
Tabel 3.27 Neraca massa <i>neutralizer</i> (N-01)	74

Tabel 3.28 Neraca massa dekanter (D-01).....	75
Tabel 3.29 Neraca massa menara distilasi (MD-01).....	75
Tabel 3.30 Neraca massa menara distilasi (MD-02).....	76
Tabel 3.31 Neraca panas total	76
Tabel 3.32 Neraca panas mixer (M-01)	77
Tabel 3.33 Neraca panas reaktor (R-01)	77
Tabel 3.34 Neraca panas <i>cyclone</i> (CY-01)	77
Tabel 3.35 Neraca panas separator (SP-01)	78
Tabel 3.36 Neraca panas absorber (ABS-01).....	78
Tabel 3.37 Neraca panas <i>centrifuge</i> (CF-01)	78
Tabel 3.38 Neraca panas mixer (M-02)	79
Tabel 3.39 Neraca panas <i>neutralizer</i> (N-01).....	79
Tabel 3.40 Neraca panas dekanter (D-01).....	79
Tabel 3.41 Neraca panas menara distilasi (MD-01).....	80
Tabel 3.42 Neraca panas menara distilasi (MD-02).....	80
Tabel 4.1 Luas tanah bangunan pabrik	87
Tabel 4.2 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian	97
Tabel 4.3 Jadwal jam kerja karyawan <i>non shift</i>	101
Tabel 4.4 Jadwal jam kerja karyawan <i>shift</i>	102
Tabel 4.5 Sistem <i>shift</i> karyawan	102
Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik	105
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin.....	105
Tabel 5.3 Kebutuhan air untuk <i>steam</i>	106
Tabel 5.4 Kebutuhan air proses.....	107
Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk alat proses.....	114
Tabel 5.6 Kebutuhan listrik untuk utilitas.....	115
Tabel 5.7 Total kebutuhan listrik	117
Tabel 5.8 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas	120
Tabel 5.9 Spesifikasi bak utilitas	123
Tabel 5.10 Spesifikasi tangki utilitas	124
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>screeener</i> utilitas	125
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>cooling tower</i> utilitas	125
Tabel 5. 13 Spesifikasi <i>kation exchanger</i> utilitas	126
Tabel 5. 14 Spesifikasi <i>anion exchanger</i> utilitas	126
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>reverse osmosis</i> utilitas.....	127
Tabel 5.16 Spesifikasi deaerator utilitas	128
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>blower cooling tower</i>	128
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1994-2015.....	130
Tabel 6.2 Harga alat proses	132
Tabel 6. 3 Harga alat utilitas	134
Tabel 6.4 <i>Physical plant cost (PPC)</i>	135
Tabel 6.5 <i>Direct plant cost (DPC)</i>	136
Tabel 6.6 <i>Fixed capital investment (FCI)</i>	136
Tabel 6.7 <i>Working capital investment (WCI)</i>	137
Tabel 6.8 <i>Direct manufacturing cost (DMC)</i>	137
Tabel 6.9 <i>Indirect manufacturing cost (IMC)</i>	138

Tabel 6.10 <i>Fixed manufacturing cost (FMC)</i>	138
Tabel 6.11 <i>Total manufacturing cost</i>	138
Tabel 6.12 <i>General expense (GE)</i>	139
Tabel 6.13 <i>Total production cost</i>	139
Tabel 6.14 <i>Annual fixed manufacturing cost (Fa)</i>	142
Tabel 6.15 <i>Annual regulated expenses (Ra)</i>	142
Tabel 6.16 <i>Annual variable value (Va)</i>	142
Tabel 6.17 <i>Annual sales value (Sa)</i>	142



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik impor <i>chlorobenzene</i> di Indonesia.....	4
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif	32
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif	34
Gambar 4.1 Tata letak lokasi pabrik	82
Gambar 4.2 <i>Layout</i> pabrik <i>chlorobenzene</i>	86
Gambar 4.3 Tata letak alat proses	89
Gambar 4.4 Struktur organisasi perusahaan.....	91
Gambar 5.1 Diagram alir utilitas.....	108
Gambar 6. 1Grafik evaluasi ekonomi	144



DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	Perancangan reaktor.....	xxvii
Lampiran B	<i>Process engineering flow diagram</i> (PEFD).....	liii
Lampiran C	Kartu konsultasi bimbingan prarancangan pabrik.....	lv



DAFTAR LAMBANG /NOTASI /SINGKATAN

T	: <i>Temperature, °C</i>
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, Cp
P	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
R	: Jari- jari, in
P	: <i>Power motor, Hp</i>
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔP_T	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
u ₀	: Kecepatan awal fluidisasi, m/s

U_{mf}	: Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
u_t	: Kecepatan fluidisasi maksimal, m/s
u_{sh}	: Kecepatan <i>superficial</i> homogen, m/s
u_{sl}	: Kecepatan <i>superficial</i> liquid, m/s
u_{sg}	: Kecepatan <i>superficial</i> gas, m/s
l_{or}	: Jarak pusat ke pusat antara lubang, m
u_{or}	: Kecepatan gas melalui lubang, m/s
u_b	: Kecepatan gelembung naik, m/s
ag	: Gas <i>holdup</i>
F_s	: Faktor <i>friksi</i>
u_{br}	: Kecepatan naik gelembung sehubungan dengan fase emulsi, m/s
Emf	: Ruang kosong fluidisasi minimum
Lmf	: Tinggi unggun fluidisasi, m
U_c	: Kecepatan gas dimana fluktuasi tekanan dalam gelembung maksimum, m/s
D_t	: Diameter zona reaksi, m
D_f	: Diameter <i>freeboard</i> , m
TDH	: <i>Transport Disengaging Height</i> , m
L_t	: Tinggi zona reaksi, m
L_f	: Tinggi <i>freeboard</i> , m
L_h	: Tinggi head
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan

I_{cr}	:	Jari-jari sudut dalam, in
U_d	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
U_c	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
R_d	:	Faktor pengotor
C_p	:	Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	:	<i>Heat transfer factor</i>
H_i	:	<i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
H_o	:	<i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	:	<i>Long mean temperature different</i> , °F
K	:	Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
W_f	:	Total <i>head</i> , in
ΔH	:	Entalpi, KJ/Jam
Th	:	Tebal <i>head</i> , in

ABSTRAK

Klorobenzena merupakan senyawa organik tidak berwarna yang termasuk dalam senyawa turunan dari benzena yang mempunyai sifat mudah terbakar, mudah menguap, tidak larut dalam air serta termasuk senyawa aromatik. *klorobenzene* digunakan dalam industri agrokimia, sebagai bahan penunjang dalam pembuatan pestisida dan herbisida serta bahan tambahan seperti pelarut, pewarna, cat, dan aditif permen. Kebutuhan *klorobenzena* diperkirakan akan selalu meningkat setiap tahunnya. Pabrik *klorobenzena* direncanakan berdiri di Tanjung Gerem, Kelurahan Gerem, Kecamatan Gerogol, Kota Cilegon, Banten dengan kapasitas 40.000 ton/tahun. Pabrik ini beroperasi secara *kontinyu* selama 330 hari, 24 jam per hari, dan membutuhkan karyawan sebanyak 178 orang. Metode pembuatan *klorobenzena* menggunakan proses klorinasi secara kontinyu. Langkah pertama melarutkan katalis *ferric chloride* dalam *benzena* di mixer. Kemudian hasil keluaran mixer akan diumpangkan ke dalam reaktor *fluidized bed* untuk direaksikan dengan gas *klorin* dan beroperasi pada tekanan 2,4 atm dan suhu 70°C secara isothermal non adiabatik. Keluaran reaktor diumpangkan ke dalam *cyclone*. Keluaran atas *cyclone* diumpangkan ke dalam separator. Fase gas dari separator diumpangkan ke dalam absorber untuk dihasilkan *asam klorida* sebagai produk samping, sementara cairan diumpangkan ke dalam *neutralizer*. Hasil bawah *cyclone* diumpangkan ke dalam *centrifuge* untuk dipisahkan padatan. Cairan diumpangkan ke *neutralizer* dan bergabung dengan aliran keluaran separator. Dalam *neutralizer* ditambahkan bahan *natrium hidroksida*. Kemudian dialirkan ke dalam *decanter* beroperasi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Fraksi ringan dialirkan ke menara distilasi 1. Hasil atas *direcycle* ke dalam mixer. Hasil bawah dialirkan ke menara distilasi 2 untuk memurnikan *klorobenzena* hingga 99% dan *diklorobenzena* sebesar 99,5%. Untuk mencapai kapasitas produksi 40.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku *benzene* 12.321 kg/jam, *klorin* sebesar 11.776 kg/jam, *ferric chloride* sebesar 121,98 kg/jam, dan *natrium hidroksida* sebesar 2.989 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 1.231.200 kg/jam air pendingin, 6.445 kg/jam steam, m³/jam, 906,905 kW listrik, 58,56 L/jam bahan bakar. Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik *klorobenzena* ini memiliki tingkat resiko tinggi (*high risk*) dengan pajak sebesar 50,67%, *Return on Investment* (ROI) minimal sebesar 44%, *Pay Out Time* (POT) maksimal sebesar 2 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40-60%. Hasil evaluasi ekonomi pabrik *chlorobenzene* ini menunjukkan modal tetap sebesar Rp.659.838.360.032 modal kerja sebesar Rp. 1.603.743.526.461 dan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp.428.604.040.216, ROI sebelum pajak sebesar 64,96%, POT sebelum pajak sebesar 1,33 tahun, BEP sebesar 40,09%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28,09%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 20,33%. Berdasarkan parameter-parameter kelayakan tersebut, maka pabrik ini layak untuk didirikan dan menarik untuk dikaji lebih lanjut

Kata Kunci: *benzena, fluidized bed reactor, klorin, klorinasi, klorobenzena*

ABSTRACT

Chlorobenzene is a colorless organic compound which is a derivative of benzene which is flammable, volatile, insoluble in water and includes aromatic compounds. *chlorobenzene* is used in the agrochemical industry, as a supporting material in the manufacture of pesticides and herbicides as well as additives such as solvents, dyes, paints, and candy additives. The need for *chlorobenzene* is expected to increase every year. The *chlorobenzene* is planned to be established in Tanjung Gerem, Gerem Village, Gerogol District, Cilegon City, Banten with a capacity of 40,000 tons/year. This factory operates *continuously* for 330 days, 24 hours per day, and requires 178 employees. The method of making *chlorobenzene* uses a continuous chlorination process. The first step is to dissolve the *ferric chloride* in the *benzene* in the mixer. Then the output of the mixer will be fed into the *fluidized bed* to be reacted with *chlorine* and operate at a pressure of 2.4 atm and a temperature of 70°C in a non-adiabatic isothermal manner. The reactor output is fed into the *cyclone*. The top output of the *cyclone* is fed into the separator. The gas phase from the separator is fed into the absorber to produce *hydrochloric acid* as a by-product, while the liquid is fed into the *neutralizer*. The bottom product of the *cyclone* is fed into the *centrifuge* to separate the solids. The liquid is fed to the *neutralizer* and joins the separator output stream. In *neutralizer* added *sodium hydroxide* is Then it flows into a *decanter* operating at a temperature of 30°C and a pressure of 1 atm. The light fraction is fed to the distillation tower 1. The top product is recycled into the mixer. The bottom product is sent to distillation tower 2 to purify *chlorobenzene* up to 99% and *dichlorobenzene* up to 99.5%. To reach a production capacity of 40,000 tons/year, raw materials for *benzene* 12,321 kg/hour, *chlorine* at 11,776 kg/hour, *ferric chloride* at 121.98 kg/hour, and *sodium hydroxide* at 2,989 kg/hour. The utilities required are 1,231,200 kg/hour cooling water, 6,445 kg/hour steam, m³hour, 906.905 kW electricity, 58.56 L/hour fuel. plant *chlorobenzene* has a high level of risk (*high risk*) with a tax of 50,67%, *Return on Investment* (ROI) of 44%, *Pay Out Time* (POT) of 2 years, and a *Break Even Point* (BEP) by 40-60%. The results of the economic evaluation of the *chlorobenzene* show a fixed capital of Rp. 659.838.360.032 working capital of Rp. 1.603.743.526.461 and profit before tax of Rp.428.604.040.216, ROI before tax of 64,96%, POT before tax of 1.33 years, BEP of 40,09%, *Shut Down Point* (SDP) of 28,09%, and *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) of 20,33%. Based on these feasibility parameters, this plant is feasible to build and interesting for further study.

Keywords: *benzene, chlorination, chlorine, chlorobenzene, fluidized bed reactor*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada awal abad ke-20 *chlorobenzene* telah diproduksi dalam skala industri besar di Eropa dan Amerika Serikat dengan mereaksikan *benzene* dan *chlorine* dengan adanya katalis, biasanya triklorida dari logam. Di Amerika, *chlorobenzene* diproduksi oleh tiga perusahaan. Pada tahun 1989, kapasitas produksi *chlorobenzene* mencapai 168.000 ton/tahun (U.S Environmental Protection Agency, 1994).

Saat ini, *chlorobenzene* sebagai perantara digunakan dalam banyak sintesis organik di berbagai bidang industri. Dalam industri agrokimia, *chlorobenzene* digunakan sebagai bahan penunjang dalam pembuatan pestisida dan herbisida. Adapun dalam industri farmasi digunakan dalam sintesis parasetamol atau vitamin B6. Selain itu, *chlorobenzene* digunakan sebagai bahan baku pembuatan fenol dan bahan tambahan seperti pelarut, pewarna, cat, dan aditif permen (PCC Group, 2018).

Chlorobenzene memiliki rumus molekul C_6H_5Cl merupakan senyawa organik tidak berwarna yang termasuk dalam senyawa turunan dari *benzene* yang dibentuk dari proses klorinasi. Senyawa ini bersifat mudah terbakar, mudah menguap, tidak larut dalam air serta termasuk senyawa *aromatic*. Kebutuhan *chlorobenzene* di Indonesia cukup tinggi sampai saat ini.

Pendirian pabrik *chlorobenzene* di Indonesia pada masa yang akan datang sangat memungkinkan karena baik dari ketersediaan bahan baku di Indonesia untuk produksi *chlorobenzene* cukup terpenuhi. Selain itu, produksi *chlorobenzene* dapat mengurangi ketergantungan impor baik sebagai penyedia bahan baku maupun bahan penunjang sehingga dapat menghemat devisa negara, dan apabila berlebih dapat diekspor ke luar negeri, serta dapat membuka kesempatan kerja untuk mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia. Dengan demikian, Indonesia bisa menjadi pusat perkembangan dalam industri kimia. Dari pertimbangan diatas, pendirian pabrik *chlorobenzene* sangat perlu direalisasikan untuk didirikan di Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam perancangan suatu pabrik, kapasitas produksi mempunyai peran penting karena jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal. Dalam penentuan kapasitas produksi ada beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan yaitu berdasarkan analisa Supply dan Demand yang meliputi prediksi data impor, data produksi, data ekspor, dan data konsumsi kebutuhan produk dimasa yang akan datang dengan menggunakan metode regresi linear. Pemilihan kapasitas produksi *chlorobenzene* dapat ditinjau dari data-data sebagai berikut:

1.2.1 Supply

a. Produksi

Sampai saat ini untuk produksi klorobenzena di Indonesia belum tersedia karena belum ada pabrik yang memproduksi *chlorobenzene* di

Indonesia. Sehingga pemenuhan kebutuhan klorobenzena selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor.

b. Impor

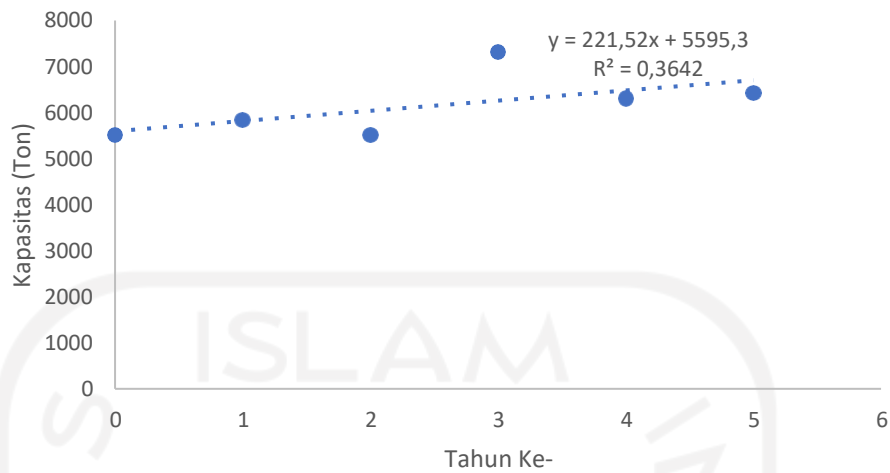
Berdasarkan data impor dalam negeri dari Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2015-2020 menunjukkan bahwa data untuk perkembangan impor *chlorobenzene* di Indonesia cenderung *fluktuatif*. Jumlah kebutuhan impor *chlorobenzene* di Indonesia tahun 2015-2020 dapat dilihat pada Tabel 1.1 sebagai berikut.

Tabel 1.1 Data impor *chlorobenzene* di Indonesia

Tahun	Tahun Ke -	Kapasitas (Ton)
2015	0	5.505,814
2016	1	5.839,965
2017	2	5.514,858
2018	3	7.310,732
2019	4	6.305,196
2020	5	6.418,123

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2021)

Kebutuhan impor *chlorobenzene* untuk tahun 2027 dapat diproyeksikan menggunakan persamaan linear dari regresi linear yang mana mengasumsikan bahwa impor setiap tahunnya cenderung fluktuatif. Grafik regresi linear dapat dilihat pada Gambar 1.1 sebagai berikut :



Gambar 1.1 Grafik impor *chlorobenzene* di Indonesia

Berdasarkan grafik proyeksi impor *chlorobenzene* tahun 2015-2020 menggunakan regresi linear, dikarenakan hasil dari regresi linear R^2 nilainya kecil dan data setiap tahunnya cenderung fluktuatif, maka proyeksi impor pada tahun 2027 tidak menggunakan hasil dari regresi linear dikarenakan nantinya hasilnya kurang akurat. Untuk menentukan proyeksi impor pada tahun 2027 dapat dipertimbangkan dengan cara menentukan % pertumbuhan. Untuk menentukan % pertumbuhan pada data impor tahun 2015-2020 dapat dilihat pada tabel 1.2 berikut ini:

Tabel 1.2 % Pertumbuhan data impor tahun 2015-2020

Tahun	Tahun Ke -	Kapasitas (Ton)	% Pertumbuhan
2015	0	5.505,814	-
2016	1	5.839,965	6%
2017	2	5.514,858	-6%
2018	3	7.310,732	33%
2019	4	6.305,196	-14%
2020	5	6.418,123	2%
Rata-rata			4%

Dari tabel diatas, untuk menentukan proyeksi impor pada tahun 2027 (tahun ke-12) dapat dilakukan dengan rumus berikut :

$$\begin{aligned}\text{Proyeksi Impor Tahun 2027} &= \text{Impor } \textit{chlorobenzene} \text{ pada tahun 2015 x} \\ &\quad (1+(12 \times \text{Rata-rata \% Kenaikan})) \\ &= 5.505,814 \text{ ton/tahun x } (1+(12 \times 4\%)) \\ &= 8.294,378 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi data impor dan data produksi *chlorobenzene* di Indonesia pada tahun 2027 diatas, dapat ditentukan besar supply *chlorobenzene* di Indonesia sebagai berikut :

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

$$\text{Supply} = 8.294,378 + 0$$

$$\text{Supply} = 8.294,378 \text{ ton/tahun}$$

1.2.2 Demand

a. Ekspor

Sampai saat ini Indonesia belum melakukan ekspor *chlorobenzene*, dikarenakan belum ada pabrik yang memproduksi *chlorobenzene*. Untuk kebutuhan permintaan masih mengandalkan impor dari berbagai negara.

b. Konsumsi

Karena data konsumsi klorobenzena setiap tahunnya tidak ditemukan, maka konsumsi *chlorobenzene* dalam negeri diasumsikan dari data jumlah kapasitas pabrik dari produk derivat atau turunan senyawa *chlorobenzene* yang dimana *chlorobenzene* sebagai bahan bakunya dari pabrik yang ada di Indonesia.

Adapun data konsumsi di Indonesia pada masing-masing perusahaan dapat dilihat pada tabel 1.3 sebagai berikut:

Tabel 1.3 Data pemakaian *chlorobenzene* tiap perusahaan di Indonesia

No	Perusahaan	Produk	Kapasitas	Sumber
1	PT. Metropolitan Phenol Pratama	Fenol	40.000	Outlook Teknologi Kesehatan 2021, BPPT
2	PT. Lambang Tri Usaha	Fenol	45.000	Outlook Teknologi Kesehatan 2021, BPPT
3	PT. Batu Penggal Chemical Industri	Fenol	35.000	Outlook Teknologi Kesehatan 2021, BPPT
4	PT. Bumi Banjar Utama Sakti	Fenol	5.250	Outlook Teknologi Kesehatan 2021, BPPT
5	PT. Intanwijaya Internasional Tbk	Fenol	14.000	https://m.merdeka.com/intanwijaya-internasional/profil/
Total			139.250	

Dari tabel diatas diketahui kapasitas produksi dari produk yang dimana *chlorobenzene* sebagai bahan bakunya, sedangkan dari kapasitas produksi itu untuk mengetahui kebutuhan *chlorobenzene* atau massa *chlorobenzene* tersebut, maka perlu untuk menyetarakan stoikiometri persamaan reaksi dari produk dan bahan bakunya serta konversi *chlorobenzene* dari masing-masing perusahaan. Dari hasil perhitungan diperoleh kebutuhan *chlorobenzene* dari setiap perusahaan dapat dilihat pada tabel 1.4 sebagai berikut :

Tabel 1.4 Kebutuhan *chlorobenzene* dari setiap perusahaan

No	Perusahaan	Produk	Kapasitas	Konversi <i>chlorobenzene</i>	Kebutuhan <i>chlorobenzene</i> pabrik fenol
1	PT. Metropolitan Phenol Pratama	Fenol	40.000	98%	46.915
2	PT. Lambang Tri Usaha	Fenol	45.000	100%	53.856
3	PT. Batu Penggal Chemical Industri	Fenol	35.000	100%	41.888
4	PT. Bumi Banjar Utama Sakti	Fenol	5.250	100%	6.283
5	PT. Intanwijaya Internasional Tbk	Fenol	14.000	37%	45.285
Total			139.250		194.227

Dari tabel diatas, setelah mengetahui kebutuhan *chlorobenzene* dari masing-masing perusahaan, maka dapat diasumsikan dengan menjumlahkan keseluruhan kapasitas kebutuhan *chlorobenzene*, maka besar konsumsi di Indonesia sebesar 194.227 ton/tahun.

Berdasarkan data ekspor dan data konsumsi *chlorobenzene* di Indonesia pada tahun 2027 diatas, dapat ditentukan besar demand *chlorobenzene* di Indonesia sebagai berikut :

$$Demand = Ekspor + Konsumsi$$

$$Demand = 0 + 194.227$$

$$Demand = 194.227 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil dari nilai supply dan demand, maka dapat ditentukan besarnya peluang untuk menentukan kapasitas perancangan pabrik *chlorobenzene* pada tahun 2027 sebagai berikut :

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = 194.227 - 8.294,378$$

$$\text{Peluang} = 185.933 \text{ ton/tahun}$$

Dari hasil perhitungan peluang, maka untuk kapasitas pabrik *chlorobenzene* yang akan didirikan mengambil 20% dari peluang yaitu: $20\% \times 185.933 = 37.187$ ton/tahun. Maka penentuan perancangan kapasitas pabrik *chlorobenzene* yang akan didirikan sebesar 40.000 ton/tahun. Hal ini dikarenakan dari pertimbangan ketersediaan bahan baku yang ada di dalam negeri untuk memproduksi *chlorobenzene* agar terpenuhi. Sehingga mampu memenuhi kapasitas ekonomis baik di Indonesia maupun di luar negeri.

1.2.3 Kapasitas Pabrik Komersial

Dalam memenuhi kapasitas rancangan maka diperlukan pula data kapasitas pabrik yang telah didirikan sebelumnya. Di Indonesia belum ada pabrik yang berdiri untuk memproduksi *chlorobenzene* sehingga untuk kebutuhan klorobenzena dalam negeri dipenuhi dengan cara impor. Dengan demikian, pabrik *chlorobenzene* didirikan untuk memenuhi permintaan dalam negeri. Sedangkan untuk kelebihan produksi akan diekspor ke luar negeri. Kemudian untuk melihat persaingan pasar dunia maka diperlukan pabrik-pabrik *chlorobenzene* yang telah berdiri di dunia.

Tabel 1.5 Data produsen *chlorobenzene* di luar negeri

No	Produsen	Lokasi	Kapasitas (Ton)
1	Monsanto	Sauget, IL, California	79.832,2
2	PPG Industries, Inc	Natrium, WV, Virginia	19.958,06
3	Standard Chlorine Chemical Company of Delaware	Delaware City, DE, Amerika	68.038,85
4	Kureha Corporation	Jepang	256.900
5	Chemieorganic Chemical	Mumbai, India	16.500
6	Lanxess	Jerman	350.000
Total			791.229,11

(Sumber : EPA 1995 dan Profil masing-masing perusahaan)

Dari tabel diatas, maka diperoleh kapasitas pabrik *chlorobenzene* terkecil yang pernah didirikan adalah dari pabrik *Chemieorganic Chemical* dari India dengan kapasitas 16.500 ton/tahun, sedangkan pabrik terbesar yang pernah didirikan adalah pabrik *Lanxess* dari Jerman dengan kapasitas 350.000 ton/tahun.

Berdasarkan pertimbangan dari nilai peluang maupun peninjauan dari produsen *chlorobenzene* di luar negeri yang telah beroperasi dari rentang kapasitas pabrik terkecil sampai terbesar. Selain itu, pertimbangan ketersediaan bahan baku perlu ditinjau untuk memudahkan produksi *chlorobenzene*. Bahan baku yang diperlukan dalam pembuatan *chlorobenzene* adalah *benzene* dan *chlorine*. Bahan baku *benzene* diperoleh dari Pertamina RU IV Cilacap dengan kapasitas produksi *benzene* sebesar 120.000 ton/tahun. Sedangkan *chlorine* diperoleh dari PT Asahimas Chemical di kawasan industri Cilegon dengan kapasitas produksi

chlorine sebesar 29.900 ton/tahun, maka kapasitas pabrik *chlorobenzene* yang akan didirikan di Indonesia pada tahun 2027 adalah 40.000 ton/tahun.

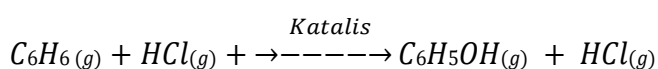
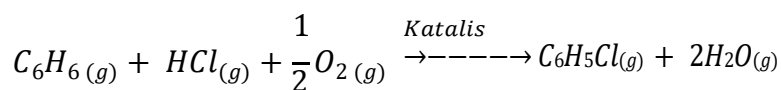
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Jenis Proses Produksi Klorobenzena

Pertama kali proses sintesis pembuatan *chlorobenzene* dilakukan pada tahun 1905. Sementara itu, pada tahun 1909 di Inggris (United Alkali) baru dimulai produksi *chlorobenzene* secara komersial (Kirk-Othmer, 2007). Pembuatan *chlorobenzene* dapat dilakukan dengan berbagai metode proses dilihat dari segi teknologi, kondisi operasi, bahan, dan pengaplikasiannya. Berikut macam-macam proses yang dapat dilakukan dalam pembuatan *chlorobenzene* :

1. Proses *Raschig*

Proses *Raschig* pertama kali ditemukan oleh *Friedrich Raschig* seorang ahli kimia di Jerman digunakan untuk memproduksi fenol. Pada proses ini, *chlorobenzene* diproduksi dengan melibatkan *benzene*, HCl dan udara dalam fase gas sebagai bahan bakunya. Pada proses ini terdapat 2 tahapan proses. Tahap pertama adalah reaksi pembentukan *chlorobenzene*, kemudian pada tahap kedua reaksi hidrolisis *chlorobenzene* menghasilkan produk fenol dan HCl. Walaupun proses *raschig* terdapat 2 tahapan, tetapi proses ini dapat juga digunakan untuk pembuatan *chlorobenzene* tanpa dilanjutkan proses pembuatan fenol. Mekanisme reaksi dalam proses ini sebagai berikut (Prahl et al., 1961):



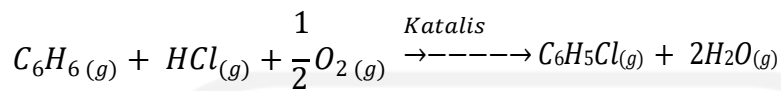
Sebelumnya, untuk mendapatkan klorin dari HCl dilakukan dengan cara proses oksidasi katalitik *Deacon* melibatkan penggabungan oksidasi HCl dan reduksi oksigen menghasilkan pembentukan *chlorine* dan air. Karena kinetika reaksi lambat dari reaksi reduksi oksigen, proses *Deacon* dioperasikan pada suhu tinggi sebesar 400-450°C (Motupally et al., 1998).

Produksi *chlorobenzene* dilanjut dengan klorinasi *benzene* setelah mendapat *chlorine* dengan suhu operasi yang dibutuhkan sebesar 220-260°C dengan katalis *copper oxide* (Mishra, 2012). Dalam proses industri, suhu ini sangat tinggi, sehingga tidak diinginkan oleh perusahaan karena penggunaan suhu tinggi menyebabkan sangat mendukung laju pembakaran *benzene* yang tinggi dan reaksi menjadi tidak terkendali serta harus mengganti katalis secara berkala. Hasil campuran dipisahkan dengan cara distilasi dan kristalisasi untuk pemurnian produk, sehingga didapat produk *chlorobenzene* dengan hasil samping berupa *dichlorobenzene*. Konversi yang dihasilkan sebesar 10-15 %. *Benzene* yang tidak terklorinasi di *recycle* kembali ke dalam proses untuk klorinasi kembali.

2. Proses *Loeser Schmidt*

Proses ini merupakan penyempurnaan dari Proses *Raschig* untuk produksi *chlorobenzene* secara kontinyu. Dalam pembentukan *chlorobenzene* pada Proses *Loeser dan Schmidt* dilakukan dengan cara mereaksikan reaktan yang terdiri dari *benzene* sebagai hidrokarbon aromatis, *chlorine* sebagai hidrogen halida, dan udara sebagai gas yang mengandung oksigen. Kemudian reaktan direaksikan pada suhu 150-300°C. Dalam proses klorinasi yang terjadi di *fluidized bed* dilakukan dengan mengumpankan pada katalis yang terfluidisasi. Pada proses ini, katalis yang

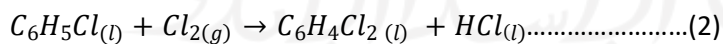
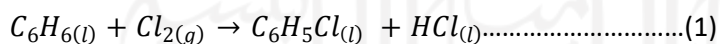
digunakan adalah *ferric chloride*. Kemudian *chlorobenzene* dipisahkan dengan menggunakan Proses *Raschig*. Reaksi dalam proses ini sebagai berikut (Loeser et al., 1954).



Untuk katalis yang terjatuh di dasar reaktor dan masuk ke regenerator dengan gaya gravitasi, *conveyor* atau gas *lift* akan dilakukan regenerasi katalis secara kontinyu agar kembali fresh dan diumpankan kembali ke dalam reaktor *fluidized bed*. Hasil samping berupa *dichlorobenzene*.

3. Proses klorinasi *benzene* dengan *chlorine* secara Kontinyu

Secara umum, proses ini merupakan metode yang sering digunakan dalam proses industri untuk pembuatan *chlorobenzene*, karena lebih ekonomis dalam aspek energi. Proses Klorinasi dilakukan dengan mereaksikan *benzene* pada fase cair dengan *chlorine* pada fase gas menggunakan bantuan katalis, diantaranya katalis yang sering digunakan adalah $FeCl_3$. Penggunaan katalis untuk mengurangi terjadinya reaksi samping. Reaksi dalam proses ini sebagai berikut (U.S. Environmental Protection Agency, 1994).

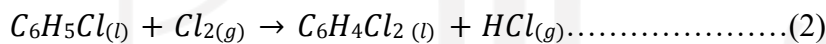


Pada proses klorinasi secara kontinyu, reaktor beroperasi secara isothermal pada suhu 40°C hingga suhu maksimalnya 70°C (Bodman, 1968) dan tekanan 2,4 bar (Ashish Mishra, 2006). Hasil reaksi klorinasi kemudian dinetralisasi menggunakan larutan NaOH 10-25% untuk menghindari korosi pada alat (McKetta,1993). Kemudian dimurnikan dengan menara distilasi, sehingga

didapatkan produk *chlorobenzene* dan hasil sampingnya berupa *dichlorobenzene* dan HCl. Konversi yang dihasilkan sebesar 75 %.

4. Proses klorinasi *benzene* dengan *chlorine* secara *batch*

Dalam buku *Industrial Chemical* (Faith, W.L., Keyes & Clark, 1957) Untuk proses *batch*, dimana gas *chlorine* digelembungkan ke dalam tangki *benzene* kering dengan kondisi operasi pada suhu 40-60 °C sampai *benzene* terklorinasi semuanya. Kemudian suhu dinaikkan sampai 55-60 °C selama 6 jam sampai densitas larutan naik hingga 1,28 gr/cm³. Untuk proses pemisahan, pemurnian, dan *recovery* HCl sama seperti proses klorinasi secara kontinyu. Hasil samping berupa *dichlorobenzene* dan HCl. Konversi yang dihasilkan sebesar 60%. Mekanisme reaksi dalam proses ini sebagai berikut :



1.3.2 Pemilihan Proses Produksi

Perbandingan keempat proses pembuatan *chlorobenzene* dapat dilihat pada tabel 1.6 sebagai berikut :

Tabel 1.6 Perbandingan jenis proses pembuatan *chlorobenzene*

Parameter	Macam-macam proses			
	<i>Raschig</i>	<i>Loeser dan Schmidt</i>	Klorinasi secara Kontinyu	Klorinasi secara Batch
Bahan Baku	<i>Benzene, HCl, Oksigen</i>	<i>Benzene, HCl, Oksigen</i>	<i>Benzene, Cl₂</i>	<i>Benzene, Cl₂</i>
Kondisi Operasi Suhu	220-260°C	190-230°C	40-70°C	40-60°C
Fase	Gas	Gas	Cair	Cair
Tekanan	5-10 psig	1 atm	2,4 bar	2,4 bar
Katalis	<i>Copper Oxide</i>	<i>Copper Hydroxide-alumina</i>	FeCl ₃	FeCl ₃
Konversi	10-15%	10-15%	75%	60%
Limbah dan Hasil Samping	Tidak ada limbah dan hasil samping berupa <i>dichlorobenzene</i>	Tidak ada limbah dan hasil samping berupa <i>dichlorobenzene</i>	Tidak ada limbah dan hasil samping berupa <i>dichlorobenzene</i> dan HCl	Tidak ada limbah dan hasil samping berupa <i>dichlorobenzene</i> dan HCl
Jenis Reaktor	<i>Fixed Bed/Packed Bed Reactor</i>	<i>Fluidized Bed Reactor</i>	<i>Fluidized Bed/Packed Bed/Bubble Reactor</i>	<i>Semi-batch Reactor</i>

Berdasarkan tabel diatas dari keempat proses telah dibandingkan dari berbagai aspek. Oleh karena itu, untuk memilih proses yang baik dan menguntungkan dalam perancangan pabrik yang didirikan maka dipilih pembuatan

chlorobenzene dengan proses klorinasi *benzene* dan *chlorine* secara kontinyu, karena proses ini paling banyak digunakan dalam dunia industri. Selain itu, dipilih proses ini dengan pertimbangan lain sebagai berikut :

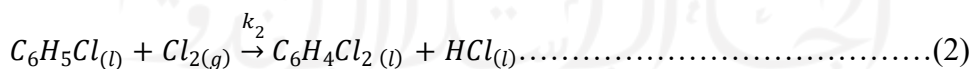
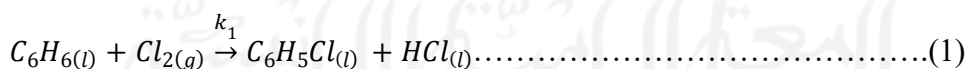
1. Konversi yang didapatkan pada proses ini relatif tinggi yaitu 75 %.
2. *Chlorine* direaksikan secara langsung dengan *benzene* sehingga tidak memerlukan alat tambahan untuk mendapatkan *chlorine*.
3. Prosesnya dilakukan secara kontinyu lebih cepat daripada sistem *batch*.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

Supaya reaksi dapat berlangsung pada kondisi dan dicapai konversi yang diinginkan, maka perlu ditinjau secara kinetika reaksi yang terjadi dan termodinamikanya.

1.4.1 Tinjauan Kinetika

Sebelum mengetahui rencana aliran reaktornya, maka perlu mencari data kinetika untuk reaksi klorinasi antara *benzene* dan *chlorine* membentuk *chlorobenzene* yang diperoleh berdasarkan referensi literatur dan data penelitian dari laboratorium. Data kinetika reaksinya sebagai berikut (Bodman, 1968)



Pembentukan *trichlorobenzene* diabaikan karena untuk pembuatan *chlorobenzene* hasil samping yaitu *dichlorobenzene* tidak direaksikan lagi, sehingga reaksinya ada dua tahapan dan fraksi mol *dichlorobenzene* akan dianggap sama dengan 1.

Persamaan laju reaksi dapat ditulis sebagai berikut :

$$-\frac{dx_A}{dt} = k_1 \cdot x_A$$

$$\frac{dx_B}{dt} = k_1 \cdot x_A - k_2 \cdot x_B$$

Keterangan (Menurut Bodman, 1968) :

x_A = fraksi mol *benzene*

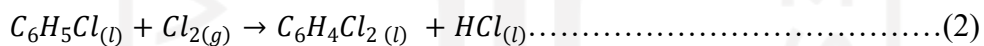
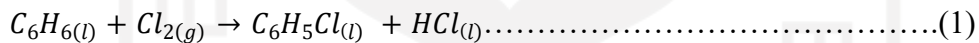
x_B = fraksi mol *chlorobenzene*

k_1 = konstanta laju reaksi 1 (pada 70°C) = 1,55 hr^{-1}

k_2 = konstanta laju reaksi 2 (pada 70°C) = 0,45 hr^{-1}

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



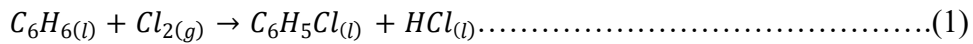
Data Panas Pembentukan (ΔH°_f) pada 298 °K untuk setiap komponen diperoleh dari buku “*Chemical Properties Handbook*” adalah sebagai berikut (Yaws, 1999)

Tabel 1.7 Nilai ΔH°_f masing-masing komponen

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)
C_6H_6	82,93
Cl_2	0
C_6H_5Cl	51,84
HCl	- 92,30
$C_6H_4Cl_2$	26,47

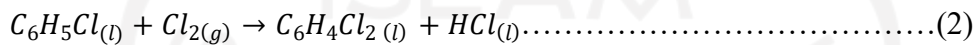
Menentukan *perubahan entalpi* (ΔH°_R) dari panas pembentukan (ΔH°_f) 298 °K

Untuk reaksi 1 :



$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R1(298^\circ K)} &= \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= 51,84 + (-92,30) - (82,93 + 0) \\ &= - 123,39 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Untuk reaksi 2 :



$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R2(298^\circ K)} &= \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= 26,47 + (-92,30) - (51,84 + 0) \\ &= - 117,67 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta H^\circ_{R(298^\circ K)} &= \Delta H^\circ_{R1(298^\circ K)} + \Delta H^\circ_{R2(298^\circ K)} \\ &= - 123,39 + (- 117,67) \\ &= - 241,06 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$\sum \Delta H^\circ_{R(298^\circ K)}$ bernilai negatif, sehingga reaksi berlangsung secara eksotermis

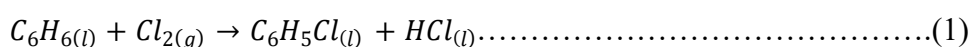
Data Energi Gibbs (ΔG°_f) pada 298 °K untuk setiap komponen diperoleh dari buku “*Chemical Properties Handbook*” adalah sebagai berikut (Yaws, 1999)

Tabel 1.8 Nilai ΔG°_f masing-masing komponen

Komponen	ΔG°_f (kJ/mol)
C_6H_6	129,66
Cl_2	0
C_6H_5Cl	99,16
HCl	- 95,30
$C_6H_4Cl_2$	79,47

Menentukan konstanta kesetimbangan dari data energi gibbs (ΔG°_f) pada 298 °K

Untuk reaksi 1 :



$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{(298^{\circ}\text{K})} &= \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ &= 99,16 + (-95,30) - (129,66 + 0) \\ &= -125,80 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu 298°K dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}\ln K_1 &= \frac{-\Delta G^{\circ}}{RT} \\ &= \frac{-(-125,80)}{8,314 \times 298} \\ &= 0,0507 \\ K_1 &= e^{0,0507} \\ K_1 &= 1,0521\end{aligned}$$

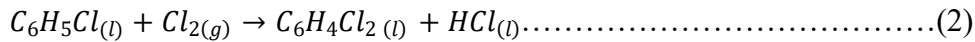
Pada suhu reaksi 70°C (343°K), besarnya konstanta kesetimbangan (K_2) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_2}{K_1} &= \left[-\frac{\Delta H}{R}\right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right] \\ \ln \frac{K_2}{1,1521} &= \left[-\frac{-123,39}{8,314}\right] \left[\frac{1}{343} - \frac{1}{298}\right] \\ \ln \frac{K_2}{1,1521} &= -0,0065 \\ \frac{K_2}{1,1521} &= e^{-0,0065} \\ \frac{K_2}{1,1521} &= 0,9935\end{aligned}$$

$$K_2 = 1,1446$$

Karena nilai kesetimbangan lebih dari 1, sehingga reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible*.

Untuk reaksi 2 :



$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{(298^\circ K)} &= \sum \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= 79,47 + (-95,30) - (99,16 + 0) \\ &= -114,99 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu 298 °K dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \ln K_1 &= \frac{-\Delta G^\circ}{R T} \\ &= \frac{-(-114,99)}{8,314 \times 298} \\ &= 0,0464 \end{aligned}$$

$$K_1 = e^{0,0464}$$

$$K_1 = 1,0475$$

Pada suhu reaksi 70 °C (343 °K), besarnya konstanta kesetimbangan (K_2) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_2}{K_1} &= \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln \frac{K_2}{1,0475} &= \left[-\frac{-114,99}{8,314} \right] \left[\frac{1}{343} - \frac{1}{298} \right] \end{aligned}$$

$$\ln \frac{K_2}{1,0475} = -0,0061$$

$$\frac{K_2}{1,0475} = e^{-0,0061}$$

$$\frac{K_2}{1,0475} = 0,9939$$

$$K_2 = 1,0475$$

Karena nilai kesetimbangan lebih dari satu, sehingga reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible*.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Klorobenzena (*Chlorobenzene*)

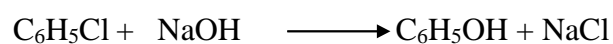
Tabel 2.1 Spesifikasi *chlorobenzene* (C₆H₅Cl)

Nama Lain	<i>Monochlorobenzene, Phenyl Chloride, Benzene Chloride</i>
Rumus Kimia	C ₆ H ₅ Cl
Berat Molekul	112,56 g/mol
Kemurnian	99 %
Wujud	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Impurities	0,2 % <i>Benzene</i> 0,1 % <i>Dichlorobenzene</i>
Titik Didih	132 °C
Titik Leleh	-45 °C
Titik Nyala	27 °C
Tekanan Uap	12,05 hPa pada 20°C
Densitas	1,095 gr/ml
Viskositas	0,730 cp
Kelarutan Dalam Air	Tidak larut

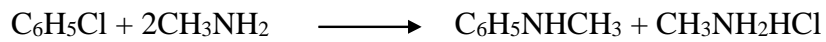
(Smart Lab,Alibaba)

Sifat Kimia :

- a. *Chlorobenzene* bereaksi dengan NaOH menghasilkan heptanol dan natrium klorida.



b. *Chlorobenzene* bereaksi dengan metilamina menghasilkan n-metanilin



c. Bereaksi dengan *benzene* dan *chlorine* dengan katalis besi klorida.

(Mc.Ketta, 1979)

2.1.2 Diklorobenzena (*Dichlorobenzene*)

Tabel 2.2 Spesifikasi *dichlorobenzene* ($\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$)

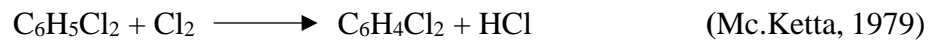
Nama Lain	<i>m,o,p-dichlorobenzene, Dichlorobenzol</i>
Rumus Kimia	$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$
Berat Molekul	147 g/mol
Kemurnian	99,5 %
Wujud	Cair
Warna	Kuning Muda, Tidak Berwarna
Titik Didih	174 °C
Titik Leleh	53,1 °C
Titik Nyala	66 °C
Tekanan Uap	1,6 hPa pada 20°C
Densitas	1,28 gr/ml
Viskositas	1 cp
Kelarutan Dalam Air	Tidak larut

(Smart Lab, Alibaba)

Sifat Kimia :

- Tidak reaktif dalam kondisi lingkungan normal. Jika dipanaskan, uap dapat membentuk campuran mudah meledak dengan udara.
- Hasil dari proses reaksi substitusi *benzene* pada atom hidrogen yang terikat pada atom karbon dalam rantai siklik *benzene*.
- Mempunyai jumlah tiga isomer, yaitu isomer posisi orto (o-), meta (m) dan para (p-).

d. Bereaksi dengan *chlorobenzene* dan *chlorine* melalui proses klorinasi



2.1.3 Asam Klorida (*Hydrochloric Acid*)

Tabel 2.3 Spesifikasi *hydrochloric acid* (HCl)

Nama Lain	<i>Hydrogen Chloride Solution, Muriatic Acid</i>
Rumus Kimia	HCl 32%
Berat Molekul	36,46 g/mol
Wujud	Cair
Warna	Kuning Muda
Titik Didih	84 °C
Titik Leleh	-43 °C
Titik Nyala	Tidak ada
Tekanan Uap	169,991 mmHg pada 21,1 °C
Densitas	0,989 gr/ml
Viskositas	0,062 cp
Kelarutan Dalam Air	67,3 gr/100 gr air

(Smart Lab, Alibaba)

Sifat Kimia :

- Sangat baik berperan sebagai pengoksidasi
- Mudah larut dalam pelarut air dan mempunyai sifat yang sangat korosif.
- Dapat berdisosiasi melepaskan satu H^+ sekali dengan molekul air dan membentuk ion hidronium.



2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Benzena (*Benzene*)

Tabel 2.4 Spesifikasi *benzene* (C₆H₆)

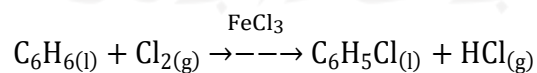
Nama Lain	<i>Benzol, Cyclohexatriene, Phenyl Hydride</i>
Rumus Kimia	C ₆ H ₆
Berat Molekul	78,11 g/mol
Kemurnian	99 %
Wujud	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Impurities	1 % Toluena
Titik Didih	80,1 °C
Titik Leleh	5,5 °C
Titik Nyala	-11 °C
Tekanan Uap	100 hPa Pada 20 °C
Densitas	0,874 g/cm ³ pada 25 °C
Viskositas	0,6076 pada 25 °C
Kelarutan Dalam Air	Tidak larut

(Smart Lab, Alibaba)

Sifat Kimia :

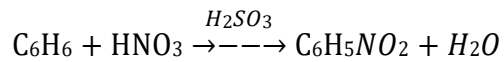
a. Reaksi Halogenasi

Benzena bereaksi langsung dengan halogen dengan katalisator FeCl₃.



b. Reaksi Nitration

Benzena bereaksi dengan asam nitrat pekat, HNO₃ dengan katalisator asam sulfat membentuk nitrobenzena.



c. Reaksi Alkilasi

Alkilasi benzena dengan alkil halida menggunakan katalisator aluminium klorida, AlCl_3 membentuk alkil benzena (Fessenden,1983).

2.2.2 Klorin (*Chlorine*)

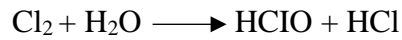
Tabel 2.5 Spesifikasi *chlorine* (Cl_2)

Nama Lain	<i>Klorin Molekuler, Diklorin, Diklor, Klor Mol</i>
Rumus Kimia	Cl_2
Berat Molekul	70,9 gr/mol
Kemurnian	99 %
Wujud	Gas
Warna	Tidak berwarna, Hijau, Kuning
Impurities	1 % CO_2
Titik Didih	-34,6 °C
Titik Leleh	-101,5 °C
Suhu Kritis	143,85 °C
Tekanan Uap	85,3 psig
Densitas	0,185 lb/ft ³
Viskositas	0,33 cp
Kelarutan Dalam Air	7,41 gr/l

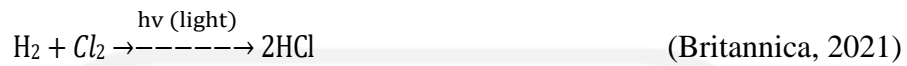
(Airgas, Alibaba)

Sifat Kimia :

- Dapat membentuk *chlorobenzene* saat direaksikan dengan *benzene* dan besi klorida sebagai katalis.
- Sangat korosif terhadap semua jenis logam.
- Bereaksi dengan asam hipoklorit, tetapi reaksinya berjalan lambat



- d. Afinitas *chlorine* terhadap hidrogen sangat besar sehingga reaksi berlangsung dengan ledakan besar dalam cahaya.



2.2.3 Besi (III) Klorida (*Ferric Chloride*)

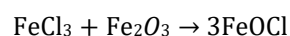
Tabel 2.6 Spesifikasi *ferric chloride* (FeCl_3)

Sinonim Nama	<i>Iron Trichloride, Molysite</i>
Rumus Kimia	FeCl_3
Berat Molekul	162,21 gr/mol
Kemurnian	100 %
Wujud	Padat
Warna	Hijau – Hitam
Titik Didih	315 °C
Titik Leleh	306 °C
Titik Nyala	Tidak Menyala
Tekanan Uap	1 hPa pada 20 °C
Densitas	2,89 g/cm ³
Viskositas	60,371 cp
Kelarutan Dalam Air	920 gr/l pada 20 °C Hidrolisis

(Smart Lab, Alibaba)

Sifat Kimia :

- Bereaksi dengan garam klorida membentuk ion tetrahedral FeCl_4 .
- Jika dipanaskan pada temperatur 350 °C, Besi (III) klorida membentuk besi oksiklorida.



- Bila dilarutkan dalam air, Besi (III) Klorida mengalami hidrolisis yang merupakan reaksi eksotermis.

- d. Anhidrat dari besi (III) klorida adalah asam lewis yang cukup kuat dan digunakan sebagai katalis dalam sintesis organik. (Holleman, 2001)

2.2.4 Natrium Hidroksida (*Sodium Hydroxide*)

Tabel 2.7 Spesifikasi *sodium hydroxide* (NaOH)

Sinonim Nama	<i>Caustic Soda, Sodium Hydroxide, Caustic Flake</i>
Rumus Kimia	NaOH
Berat Molekul	40 gr/mol
Kemurnian	99 %
Wujud	Padat
Warna	Putih
Impuritis	1% H ₂ O
Titik Didih	1.388 °C
Titik Leleh	318 °C
Tekanan Uap	< 0,1 hPa (20 °C)
Densitas	2,13 g/cm ³ (20 °C)
Viskositas	0,53 mm ² /s
Kelarutan Dalam Air	1,090 gr/l pada 20 °C

(Smart Lab, Alibaba)

Sifat Kimia :

- a. Dapat direaksikan dengan asam klorida (HCl) akan terbentuk garam dan air, sehingga pHnya netral.



- b. Larutannya merupakan elektrolit kuat karena terionisasi sempurna.
- c. NaOH bersifat higroskopis yaitu zat yang dapat menyerap air
- d. Natrium Hidroksida mempunyai sifat yang mudah menguap. (Kirk Othmer, 1952).

Tabel 2.8 Identifikasi *hazard* bahan baku dan produk dalam proses

Komponen	Hazard								Keterangan
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Hygroscopic</i>	<i>Radioactive</i>	
C ₆ H ₆	-	√	√	-	√	-	-	-	Dapat menyebabkan kerusakan genetik, Dapat menyebabkan kanker, cairan dan uap amat mudah menyala
Cl ₂	-	-	√	√	√	√	-	-	Dapat menyebabkan kebakaran, menyebabkan luka bakar kulit yang parah dan menyebabkan korosif pada logam
FeCl ₃	-	-	-	√	√	-	-	-	Dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit, dan menyebabkan kerusakan mata yang serius

Tabel 2.8 Identifikasi *hazard* bahan baku dan produk dalam proses (Lanjutan)

Komponen	<i>Hazard</i>								Keterangan
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Hygroscopic</i>	<i>Radioactive</i>	
NaOH	-	-	-	√	√	-	√	-	Dapat korosif terhadap logam, dan menyebabkan kulit terbakar yang parah
C ₆ H ₅ Cl	-	√	-	-	√	-	-	-	Cairan dan uap yang mudah terbakar, menyebabkan iritasi kulit.
C ₆ H ₄ Cl ₂	-	-	-	-	√	-	-	-	Berbahaya jika tertelan atau bila terhirup, menyebabkan iritasi kulit, dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit
HCl	-	-	-	√	√	-	-	-	Menyebabkan korosif terhadap logam, menyebabkan luka bakar parah pada kulit

2.3 Pengendalian Kualitas

Untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan perlu dilakukan pengendalian kualitas. Pengendalian kualitas dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengendalian kualitas (*quality control*) yang dilakukan pada pabrik *chlorobenzene* antara lain:

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Menurut Ahyari (1992), pengendalian kualitas merupakan suatu kegiatan atau aktivitas untuk menjaga dan mengarahkan agar kualitas produk perusahaan dapat dipertahankan sebagaimana yang telah direncanakan. Oleh karena itu, pada pra rancangan pabrik *chlorobenzene* ini dilakukan lah pengendalian kualitas agar produk yang dihasilkan sesuai yang diharapkan.

Pengendalian kualitas terhadap bahan baku dilakukan untuk mengetahui seberapa baik kualitas bahan baku yang digunakan, dan untuk mengetahui apakah bahan baku yang akan digunakan sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan sebelum diproses. Maka, sebelum bahan baku digunakan pada proses produksi, dilakukan terlebih dahulu pengujian terhadap kualitas bahan baku yaitu *benzene* dan *chlorine*.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses dilakukan di *control room* dengan menggunakan beberapa alat pengendali yang dilakukan dengan *automatic control* menggunakan indikator. Jika indikator yang telah ditentukan mengalami penyimpangan, seperti *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, serta *temperature control* maka dapat diketahui dari tanda yang diberikan indikator yaitu

nyala lampu, bunyi alarm atau lainnya. Apabila terjadi penyimpangan, maka kondisi harus di-set seperti semula secara manual ataupun otomatis. Beberapa alat kontrol yang digunakan dan harus ditentukan pada kondisi tertentu, antara lain:

a. Level Control

Level control merupakan alat kontrol berfungsi untuk mengatur tinggi cairan atau volume dalam alat yang biasanya terletak pada dinding alat. *Level control* dipasang pada bagian atas tangki. Apabila kondisi belum sesuai dengan yang ditetapkan, maka akan menimbulkan tanda berupa suara dan nyala lampu.

b. Flow Rate control

Flow control merupakan alat kontrol berfungsi untuk mengatur aliran pada aliran masuk maupun aliran keluar proses. *Flow rate* dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

c. Temperature Control

Temperature control merupakan alat kontrol berfungsi untuk mengatur suhu selama proses berlangsung. *Temperature control* dipasang di dalam setiap alat proses. Apabila kondisi belum sesuai dengan yang ditetapkan, maka akan menimbulkan tanda berupa suara dan nyala lampu.

d. Pressure Controller (pengendalian tekanan dalam suatu alat)

e. Ratio Controller (pengendalian rasio antara *benzene* dan *chlorobenzene* yang masuk ke menara distilasi).

Pengendalian proses dilakukan dengan tujuan agar produk yang dihasilkan memenuhi standar. Sedangkan pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah memenuhi spesifikasi yang ditentukan. Agar

proses berjalan dengan baik, maka setelah dilakukan perencanaan produksi dan proses produksi dijalankan perlu juga diadakannya pengawasan dan pengendalian produksi. Proses produksi diharapkan untuk menghasilkan produk dengan mutu yang sesuai standar, serta jumlah produksi yang dihasilkan sesuai dengan rencana dan waktu yang sesuai dengan yang direncanakan.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan pada kemurnian produk klorobenzena yang dihasilkan. Bahan baku yang berkualitas diperlukan untuk memperoleh mutu produk sesuai standar. Selain itu perlu juga dilakukan pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*, sehingga produk yang dihasilkan berkualitas dan dapat dipasarkan.

2.3.4 Pengendalian Waktu

Agar kualitas yang diinginkan dapat tercapai, maka dibutuhkan waktu tertentu untuk mencapai hal tersebut. Oleh karena itu pengendalian waktu diperlukan agar dapat memaksimalkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

2.3.5 Pengendalian Bahan Proses

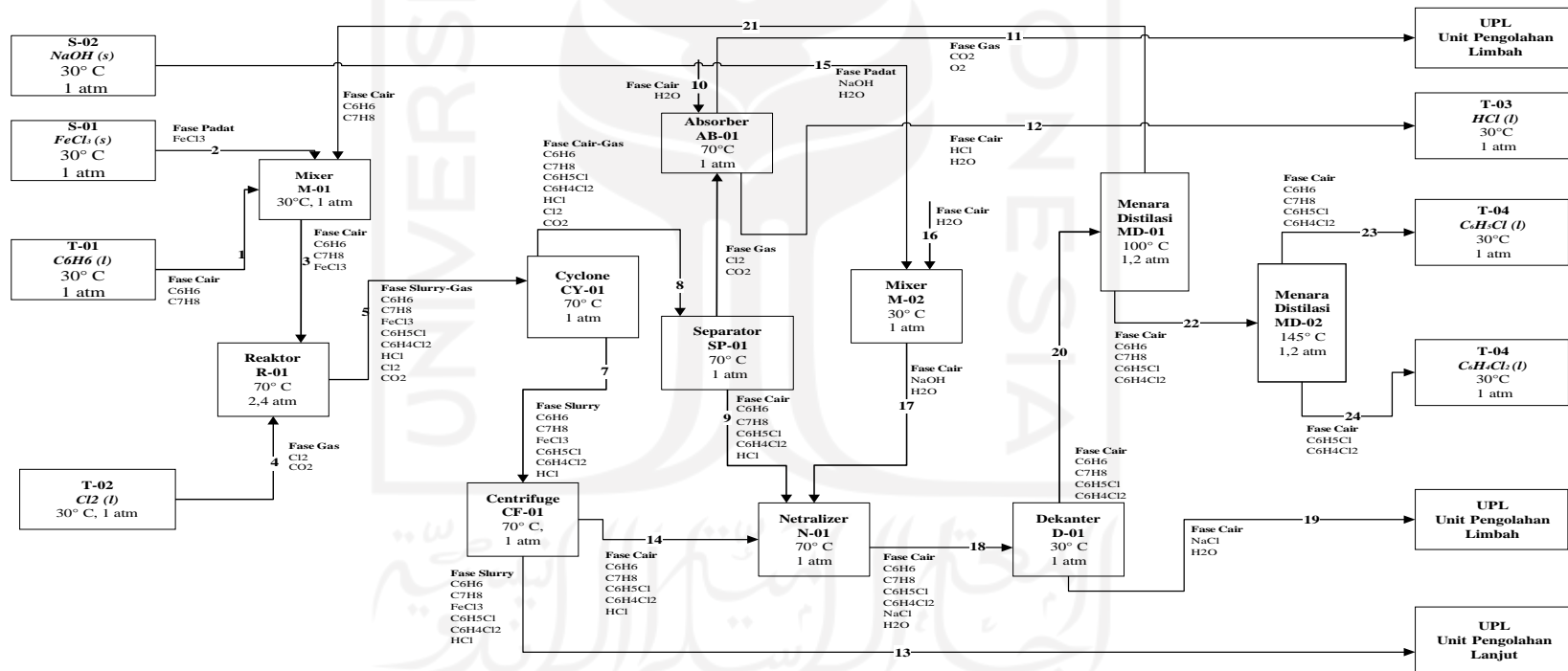
Untuk mencapai produksi yang sesuai dengan kapasitas yang telah direncanakan, maka ketersediaan bahan baku untuk proses produksi harus tetap terjaga agar tidak terjadi kekurangan bahan baku maupun bahan pembantu pada saat proses produksi. Sehingga pabrik tetap dapat memproduksi *chlorobenzene* sesuai dengan kapasitas yang telah direncanakan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

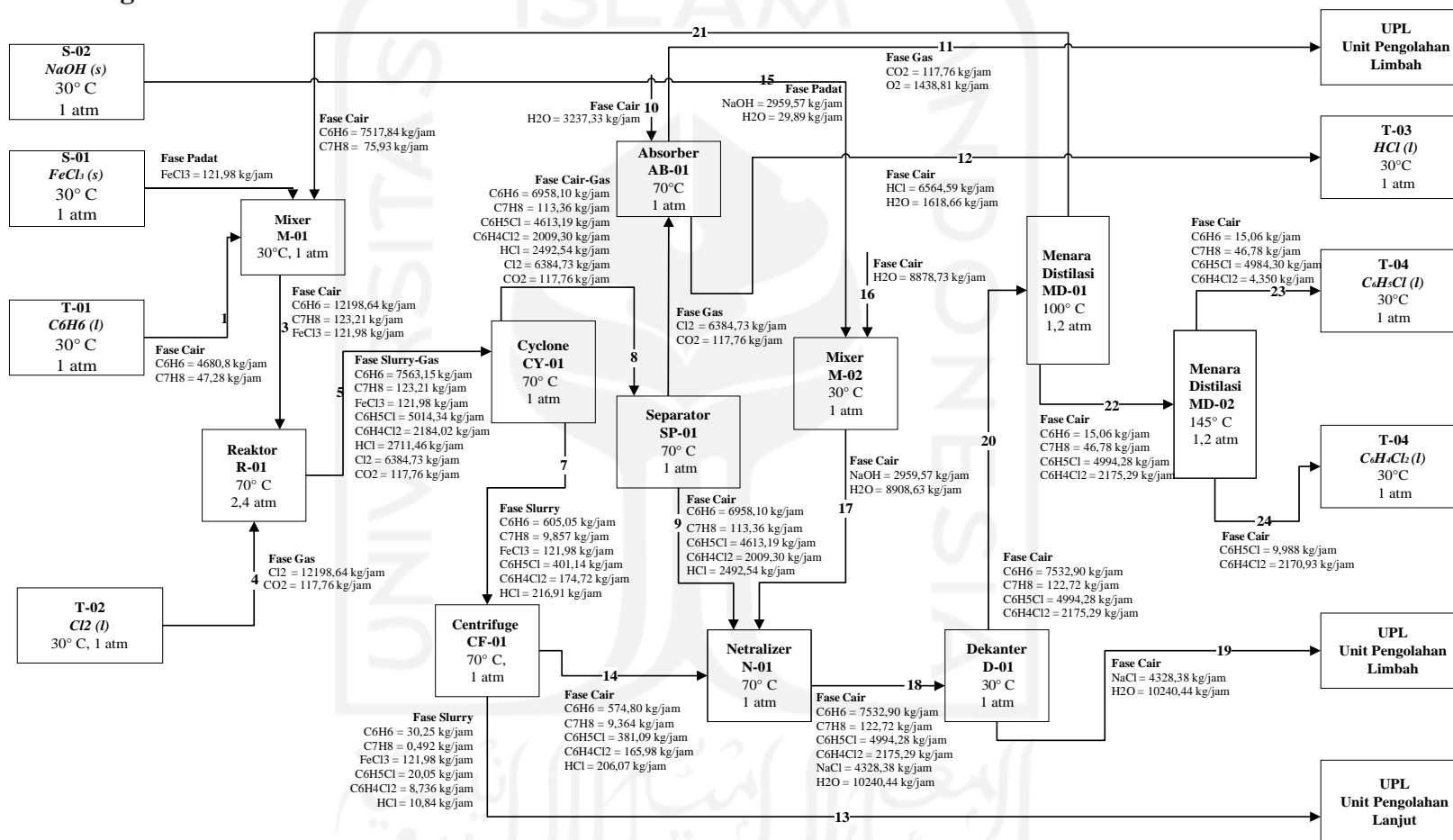
3.3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif



3.3.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pabrik pembentukan *Chlorobenzene* ini diproduksi dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dari bahan baku *Benzene* dan *Chlorine* dengan penambahan katalis *Ferric Chloride* untuk mempercepat reaksi pada proses klorinasi. Dalam proses klorinasi terjadi dua reaksi. Pada reaksi pertama membentuk *Chlorobenzene* dan pada reaksi kedua membentuk produk samping yaitu *Dichlorobenzene*. Produksi *Chlorobenzene* akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama 1 tahun. Secara keseluruhan proses yang terjadi dapat digolongkan menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku dan bahan pendukung
2. Proses reaksi klorinasi
3. Proses netralisasi dan pemisahan
4. Proses pemurnian produk

3.2.1 Persiapan bahan baku dan bahan pendukung

a. Benzena (C_6H_6)

Bahan baku *Benzene* dengan kemurnian 99% dan impuritasnya sebesar 1% berupa senyawa *Toluene* (C_7H_8) disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-01) dengan fase cair pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm. *Benzene* dialirkan menuju Mixer (M-01) untuk dicampurkan dengan katalis $FeCl_3$ dan hasil *recycle* dari Menara Distilasi (MD-01).

b. Klorin (Cl_2)

Bahan Baku *chlorine* dengan kemurnian 99% dan impuritas sebesar 1% berupa gas CO_2 disimpan di dalam tangki gas berbentuk *spherical tank* dengan

tekanan 1 atm pada suhu 30°C (T-02). *Chlorine* dinaikkan tekanannya menggunakan Kompresor (K-01) menjadi 2,4 atm, lalu dipanaskan menggunakan *heater* (HE-01) sampai mencapai suhu 70 °C. Setelah itu di umpankan ke dalam reaktor *fluidized bed*. Kemudian direaksikan bersamaan dengan *benzene* untuk proses klorinasi.

c. Besi (III) Klorida (FeCl₃)

Bahan Pendukung katalis *Ferric Chloride* (FeCl₃) yang memiliki kemurnian 100% disimpan di dalam Silo (SL-01) dengan fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. FeCl₃ dialirkan menuju Mixer (M-01) dengan *screw conveyor* (SC-01), lalu dipindahkan pada *bucket elevator* (BE-01) dan dimasukkan ke dalam mixer (M-01). Perbandingan umpan katalis FeCl₃ yaitu 1% dari umpan *benzene* yang masuk. Hasil keluaran mixer (M-01) berupa *slurry*, dimana FeCl₃ tidak larut dengan *benzene*.

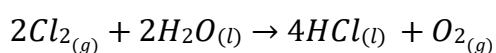
d. Natrium Hidroksida (NaOH)

Bahan pendukung natrium hidroksida (NaOH) dengan kemurnian 99% disimpan dalam tangki penyimpanan (SL-02) dengan fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Larutan NaOH yang digunakan mempunyai kemurnian 25%, untuk memperoleh larutan NaOH 25% digunakan tangki pengenceran (M-02). Dalam pengenceran larutan NaOH terdapat panas kelarutan yang dihasilkan, sehingga pada tangki pengenceran (M-02) digunakan koil pendingin untuk menyesuaikan suhu operasi. Larutan NaOH 25% kemudian dialirkan menuju *neutralizer* (N-01) sebagai penetral asam.

3.1.2 Proses reaksi klorinasi

Campuran *benzene* dan katalis FeCl_3 berbentuk *slurry* diumpankan ke dalam reaktor klorinasi (R-01), sedangkan gas *chlorine* diumpankan dari bawah reaktor (R-01) untuk di gelembungkan pada reaktor klorinasi (R-01) terjadi reaksi klorinasi antara *benzene* dan *chlorine* dengan penambahan katalis FeCl_3 untuk mempercepat reaksi pada suhu 70°C , tekanan 2,4 atm dan berlangsung secara eksotermis dan isothermal. Jenis reaktor yang digunakan yaitu *Fluidized Bed Reactor* (FBR) yang dilengkapi dengan koil pendingin sebagai penstabil suhu reaktor dan penyerap panas. Hasil keluaran dari reaktor akan dialirkan menggunakan pompa (P-03) menuju *hydrocyclone* (CY-01) pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Pada *hydrocyclone* berfungsi untuk memisahkan cairan dan padatan. Efisiensi dari *hydrocyclone* sebesar 92% . Pada keluaran atas *cyclone* terdapat banyak cairan dan gas lalu dialirkan menuju *separator* (SP-01) pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm untuk dipisahkan antara cairan dan gas. Fase gas akan dialirkan menuju absorber (ABS-01) dan cairan akan dialirkan menuju ke *neutralizer* (N-01). Sedangkan pada keluaran bawah *hydrocyclone* terdapat banyak padatan dan sedikit cairan dialirkan menuju *centrifuge* (CF-01) pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm.

Pada absorber (ABS-01) terjadi reaksi penyerapan gas *chlorine* dengan H_2O akan menghasilkan asam klorida (HCl) dan O_2 pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi di absorber sebagai berikut :

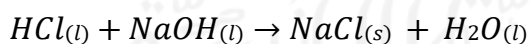


Hasil keluaran atas berupa fase gas yang akan dialirkan menuju UPL. Sedangkan hasil keluaran bawah berupa fase cair yaitu HCl dan H₂O akan dialirkan menggunakan pompa (P-06) menuju tangki penyimpanan (T-03) sebagai hasil samping.

Pada *centrifuge* (CF-01) digunakan untuk memisahkan padatan dan cairan dari hasil keluaran bawah *cyclone*. Padatan berupa katalis FeCl₃ dan 5% komponen cairan yang terikut pada cake padatan, kemudian cake akan dialirkan menggunakan *screw conveyor* (SC-03) menuju UPL sementara filtrat akan dialirkan menggunakan pompa (P-05), kemudian diumpankan menuju *neutralizer* (N-01).

3.1.3 Proses *neutralizer*

Larutan NaOH 25% keluaran dari M-01 dialirkan menggunakan pompa (P-10), lalu dipanaskan menggunakan *heater* (HE-03) sampai suhu 70°C. Pada *neutralizer* digunakan untuk menetralkan HCl menggunakan larutan NaOH 25% pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Dalam hasil reaksi antara HCl dan NaOH akan menghasilkan NaCl dan H₂O. Reaksi yang terjadi pada *neutralizer* sebagai berikut:



Penetralan ini bertujuan agar tidak terjadi korosif pada alat. Hasil keluaran N-01 akan dialirkan menggunakan pompa (P-08), lalu didinginkan menggunakan *cooler* (C-02) sampai suhunya 30°C menuju *decanter* (D-01) untuk memisahkan NaCl dan H₂O. Hasil keluaran *decanter* (D-01) fraksi ringan akan dialirkan menggunakan pompa (P-12) menuju menara distilasi (MD-01). Sementara fraksi berat yaitu NaCl dan H₂O akan dialirkan menggunakan pompa (P-11) menuju UPL.

3.1.4 Proses pemurnian produk

Pada Menara Distilasi (MD-01) untuk memisahkan keluaran dari *Decanter* (D-01), *benzene* sebagai *Light Component* (LK) dan impuritas dari *benzene* yaitu *toluene* sebagai *Heavy Component* (HK). Arus keluaran dari MD-01 terdapat 2 arus, yaitu arus atas yang mengandung *benzene* dan sedikit impuritasnya yaitu *toluene*, serta arus bawah yang mengandung *chlorobenzene*, *dichlorobenzene*, serta sedikit *benzene* dan *toluene* dialirkan menggunakan pompa (P-14) menuju MD-02. *Benzene* yang terikut pada hasil atas sebesar 99% dan impuritasnya *toluene* sebesar 1%, kemudian *recycle* yang akan dialirkan menggunakan pompa (P-13) menuju M-01 untuk digunakan sebagai bahan baku kembali.

Pada MD-02 untuk memisahkan produk utama *chlorobenzene* dari *dichlorobenzene*. *Chlorobenzene* sebagai *Light Component* dan *dichlorobenzene* sebagai *Heavy Component*. *Chlorobenzene* yang terikut pada keluaran atas sebesar 99% dan sedikit *dichlorobenzene*. Hasil keluaran atas akan dialirkan menggunakan pompa (P-15) menuju tangki penyimpanan (T-04) sebagai produk utama. Sementara keluaran bawah MD-02 mengandung banyak *dichlorobenzene* sebesar 99,5% dan sedikit *chlorobenzene*, kemudian akan dialirkan menggunakan pompa (P-16) menuju tangki penyimpanan (T-05) sebagai produk samping.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor 1

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan <i>Benzene</i> dan <i>Chlorine</i> dengan bantuan katalis FeCl_3
Jenis Type	: <i>Fluidized Bed Catalytic Reactor</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	1
Harga	: \$ 138,900

Kondisi Operasi

Suhu	: 70 °C
Tekanan	: 2,4 atm
Kondisi Proses	: Isothermal

Konstruksi dan Material

Material	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 2,18 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,25 in
Tebal head atas	: 0,375 in
Tebal head bawah	: 0,25 in
Jenis head	: <i>Torispherical dished Head</i>

Spesifikasi Khusus

Jenis katalis	: FeCl_3
Bentuk katalis	: Powder
Ukuran katalis	: 0,3 mm
Laju fluidisasi minimum gas-padat	: 0,069 m/s
Laju fluidisasi minimum cair-padat	: 1,344 m/s
Laju fluidisasi minimum gas-cair-padat	: 0,933 m/s
Laju sirkulasi katalis	: 121,98 kg/jam
<i>Superficial velocity</i> gas-padat	: 0,347 m/s
<i>Superficial velocity</i> cair-padat	: 0,001 m/s

Dimensi Reaktor

Diameter zona reaksi	: 2,18 m
Diameter freeboard	: 3,70 m
<i>Bubble</i> diameter	: 0,054 m
Jumlah lubang	: 1383,2 buah
Tinggi zona fluidisasi	: 3,67 m
<i>Transport Disenganging Height</i>	: 2,75 m
Tinggi reaktor total	: 7,97 m

Dimensi Pendingin

• Jenis	: <i>Coil</i>
• Fluida mengalir	: Air pendingin
• Diameter	: 0,1582 m
• Panjang	: 15,0874 m

- Tinggi tumpukan koil : 1,2049 m
- Jumlah lilitan : 4 lilitan
- Luas transfer panas : 59,15 m²
- Konduktivitas panas : 0,3315 Btu/Jam. ft².F

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

a. Mixer 01

Kode	: M-01
Fungsi	: Mencampurkan <i>benzene</i> dan FeCl ₃
Jenis	: <i>Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i> dengan pengaduk <i>flat six blade turbines impeller</i>
Material	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	: 30 °C, 1 atm
Diameter	: 3,2915 m
Tinggi Tangki	: 4,9371 m
Tebal Shell	: 0,250 in
Tebal Head	: 0,250 in
Jenis Head	: <i>Torispherical dished head</i>
Diameter Pengaduk	: 0,9874 m
Kecepatan Pengaduk	: 231,078 rpm
Tenaga Pengaduk	: 10 Hp
Harga	: \$ 856.500

b. Mixer 02

Kode	: M-02
Fungsi	: Untuk mencampurkan NaOH dengan H ₂ O
Jenis	: <i>Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i> dengan pengaduk <i>Flat Six Blade Turbines Impeller</i>
Material	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	: 30 °C, 1 atm
Diameter	: 1,3809 m
Tinggi Tangki	: 2,0713 m
Tebal Shell	: 0,1875 in
Tebal Head	: 0,1875 in
Jenis Head	: <i>Torispherical dished head</i>
Diameter Pengaduk	: 0,4143 m
Kecepatan Pengaduk	: 266,897 rpm
Tenaga Pengaduk	: 0,250 Hp

Dimensi Pendingin

- Jenis : *Coil*
- Fluida mengalir : Air pendingin
- Diameter : 0,0652 m
- Panjang : 13,5023 m
- Tinggi tumpukan koil : 0,6223 m
- Jumlah lilitan : 5 lilitan
- Luas transfer panas : 22,41 m²

• Konduktivitas panas : 0,3315 Btu/Jam. ft².F

Harga : \$ 267.000

c. Absorber 01

Kode : AB-01

Fungsi : Menyerap gas Cl₂ dengan H₂O menjadi HCl

Jenis : *Packed Tower*

Material : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

Kondisi Operasi : 70 °C, 1 atm

Kondisi Proses : *Adiabatis, non isothermal*

Spesifikasi

Shell

a. Diameter dalam : 1,2579 m

b. Tinggi : 9,7685 m

c. Tebal : 0,1875 in

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*

b. Tebal : 0,1875 in

Untuk tipe menara dengan bahan isian/packing

a. Jenis *packing* : *Raschig Ring Ceramic 50 mm*

b. Bahan konstruksi *packing* : *Ceramic*

c. Susunan *packing* : *Random Packing*

d. Diameter *packing* : 1,2579 m

e. *HETP* : 3,8084 m

Jumlah : 1 unit
Harga : \$ 210.000

d. Cyclone 01

Kode : CY-01
Fungsi : Untuk memisahkan cairan dan padatan
hasil keluar R-01
Jenis : *Hydrocyclone*
Material : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*
Jumlah : 1 buah
Kondisi operasi : 70 °C, 1 atm

Dimensi

a. Diameter feed : 0,07 m
b. Diameter *overflow* : 0,1 m
c. Diameter dalam *vortex finder* : 0,167 m
d. Diameter luar *vortex finder* : 0,25 m
e. Derajat *cone section* : 20°
f. Tinggi *cyclone* : 1 m
g. Kecepatan masuk optimal : 15 m/s
Harga : \$ 16.100

e. Separator 01

Kode	: SP-01
Fungsi	: Untuk memisahkan cairan dan gas keluaran atas CY-01
Jenis	: Silinder vertikal dengan alas <i>torispherical</i> <i>dished head</i>
Material	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: 70 °C, 1 atm
Tebal Dinding	: 0,1875 in
Tebal Atap	: 0,1875 in
Diameter Tangki	: 0,9647 m
Tinggi Total	: 3,8249 m
Volume Tangki	: 1,7392 m ³
Harga	: \$ 189.800

f. Centrifuge 01

Kode : CF-01

Fungsi : Untuk Memisahkan katalis padatan FeCl_3

dari cairan

Jenis : *Disc continous filtering*

Material : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

Kondisi operasi : 70 °C, 1 atm

Spesifikasi

a. Kapasitas : 1.529,68 kg/jam

b. Diameter *bucket* : 7 in

c. Laju putar *rotor* : 171 rpm

d. Daya motor : 0,75 Hp

Harga : \$ 29.200

g. Neutralizer 01

Kode : N-01

Fungsi : Menetralkan HCl dengan penetral larutan
NaOH

Jenis/Tipe : *Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)*

Mode Operasi : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

Suhu	: 70 °C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Isothermal
Material	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) shell	: 2,3559 m
Tebal shell	: 0,4375 in
Tinggi total	: 4,1438 m
Jenis head	: <i>Torispherical dished head</i>

Spesifikasi Khusus

Tipe pengaduk	: <i>Flat six blade turbine with disk</i>
Diameter pengaduk	: 0,8054 m
Kecepatan pengadukan	: 125 rpm
Power pengadukan	: 40 Hp
Jumlah baffle	: 4 buah
Lebar baffle	: 0,1369 m

Dimensi Pendingin

- Jenis : *Coil*
- Fluida mengalir : Air pendingin
- Diameter : 0,2429 m
- Panjang : 31,9390 m
- Tinggi tumpukan koil : 2,3209 m
- Jumlah lilitan : 6 lilitan

- Luas transfer panas : 161,601 m²
 - Konduktivitas panas : 0,3315 Btu/Jam. ft².F
- Harga : \$ 210.900

h. Decanter 01

- Kode : D-01
- Fungsi : Memisahkan fase ringan dan fase berat yang keluar dari *neutralizer* dengan prinsip perbedaan densitas dan kelarutan
- Jenis : Tangki horizontal dengan *torispherical dished head*
- Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*
- Kondisi Operasi : 30 °C, 1 atm
- Spesifikasi**
- Shell
- a. Diameter : 1,213 m
- b. Panjang : 2,997 m
- c. Tebal : 0,1875 in
- Head
- a. Jenis : *Torispherical dished head*
- b. Tinggi : 0,285 m
- c. Tebal : 0,1875 in
- Jumlah : 1 buah
- Harga : \$ 156.200

i. Menara Distilasi 01

Kode : MD-01
Fungsi : Memisahkan *benzene* dari *chlorobenzene* dan *dichlorobenzene*

Jenis : *Multistage Distillation*

Tipe : *Sieve Tray Column*

Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Kondisi Operasi

a. Umpan : 100 °C, 1,2 atm

b. Distilat : 81 °C, 1 atm

c. Bottom : 151 °C, 1,4 atm

Spesifikasi

Shell

a. Diameter : 2,2049 m

b. Tinggi : 8,7414 m

c. Tebal : 0,250 in

d. Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*

b. Tebal : 0,250 in

c. Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Tray

a. Jenis Tray : *Sieve Tray*

b. Feed Plate : 3

c. Jumlah Plate Actual : 14 buah

d. Tebal Tray : 0,003 m

e. Diameter Hole : 0,005 m

f. Tray Spacing : 0,45 m

g. Jumlah Lubang : 14779,59 buah

Jumlah : 1 buah

j. Menara Distilasi 02

Kode : MD-02

Fungsi : Memisahkan *chlorobenzene* dan *dichlorobenzene*

Jenis : *Multistage Distillation*

Tipe : *Sieve Tray Column*

Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Kondisi Operasi

a. Umpan : 145 °C, 1,2 atm

b. Distilat : 133 °C, 1 atm

c. Bottom : 187 °C, 1,4 atm

Spesifikasi

Shell

- a. Diameter : 1,9007 m
- b. Tinggi : 7,6424 m
- c. Tebal : 0,1875 in
- d. Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Head

- a. Jenis : *Torispherical dished head*
- b. Tebal : 0,250 in
- c. Material : *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Tray

- a. Jenis Tray : *Sieve Tray*
 - b. Feed Plate : 4
 - c. Jumlah Plate Actual : 12 buah
 - d. Tebal Tray : 0,003 m
 - e. Diameter Hole : 0,005 m
 - h. Tray Spacing : 0,45 m
 - i. Jumlah Lubang : 10982,03 buah
- Jumlah : 1 buah

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi tangki penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku <i>benzene</i> (C ₆ H ₆) untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan bahan baku <i>chlorine</i> (Cl ₂) untuk proses produksi	Menyimpan produk samping asam klorida (HCl)
Lama Penyimpanan (hari)	7	7	7
Fasa	Cair	Gas	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>	<i>Spherical Tank</i>	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>
Kondisi Operasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
Spesifikasi			
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Volume Tangki (m ³)	1107,1	1926,53	2031,12
Diameter (m)	12,19	42,902	15,24
Panjang total	-	-	-
Tinggi (m)	9,46	-	9,98
Jumlah <i>course</i>	4	-	4
Tebal <i>shell</i> (in)		0,3125	
<i>Course 1</i>	0,4375		0,3750
<i>Course 2</i>	0,3750		0,3125
<i>Course 3</i>	0,2500		0,2500
<i>Course 4</i>	0,1875		0,1875
Head & Bottom			
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Eliptical head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,625	0,625	0,625
Jenis <i>Bottom</i>	<i>Flat bottom</i>	<i>Eliptical head</i>	<i>Flat bottom</i>
Harga (\$)	438.000	408.300	650.600

Tabel 3.1 Spesifikasi tangki penyimpanan (Lanjutan)

Tangki	T-04	T-05	SL-01	SL-02
Fungsi	Menyimpan produk utama <i>chlorobenzene</i> (C ₆ H ₅ Cl)	Menyimpan produk samping <i>dichlorobenzene</i> (C ₆ H ₄ Cl ₂)	Menyimpan kebutuhan bahan baku katalis besi (III) klorida (FeCl ₃) untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan bahan baku natrium klorida (NaOH) untuk proses produksi
Lama Penyimpanan (hari)	7	7	7	7
Fasa	Cair	Cair	Padat	Padat
Jumlah Tangki	1	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan <i>Flat Head</i>	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan <i>Flat Head</i>
Kondisi Operasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
Spesifikasi				
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11 Type 316</i>
Volume Tangki (m ³)	940,53	349,02	8,14	318,38
Diameter (m)	12,19	9,14	1,68	5,72
Tinggi (m)	9,47	7,12	4,20	13,78
Jumlah <i>course</i>	4	3		
Tebal <i>shell</i> (in)			0,1875	0,2500
<i>Course 1</i>	0,3750	0,3125		
<i>Course 2</i>	0,3125	0,2500		
<i>Course 3</i>	0,2500	0,1875		
<i>Course 4</i>	0,1875			
Head & Bottom				
(Jenis <i>Head</i>)	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Flat Head</i>	<i>Flat head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,625	0,500	0,250	0,375
(jenis <i>Bottom</i>)	<i>Flat bottom</i>	<i>Flat bottom</i>	<i>Conical Bottom</i>	<i>Conical bottom</i>
Harga (\$)	393.300	206.100	8.600	84.100

3.3.4 Spesifikasi *Expansion Valve* dan *Compressor*

Tabel 3.2 Spesifikasi *expansion valve* dan *compressor*

Nama		<i>Expansion Valve 01</i>	<i>Compressor 01</i>
Kode		EXV-01	K-01
Fungsi		Menurunkan tekanan keluaran reaktor-01 2,4 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke CY-01	Menaikkan tekanan T-02 dari 1 atm menjadi 2,4 atm untuk diumpankan ke R-01
Jenis		<i>Globe Valve</i>	<i>Centrifugal Multistage</i>
Material		<i>Stainless steel SA 167 grade 11 type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 grade 11 type 316</i>
Kondisi Operasi	T (°C)	70	30
	P in (atm)	2,4	1
	P out (atm)	1	2,4
Ukuran Pipa	ID (in)	2,9	-
	OD (in)	6,61	-
	SCH	40	-
	IPS (in)	3,0	-
	Luas (in ²)	7,38	-
Panjang Ekuivalen(m)		27,4307	-
Daya (Hp)		-	0,5003
Jumlah		1	1
Harga (\$)		46,00	300,00

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3.3 Spesifikasi alat transportasi padatan

Jenis Alat	<i>Screw Conveyor (SC-01)</i>	<i>Screw Conveyor (SC-02)</i>	<i>Screw Conveyor (SC-03)</i>
Fungsi	Mengangkut katalis FeCl ₃ padat dari SL-01 menuju BE-01	Mengangkut NaOH padat dari SL-02 menuju BE-02	Mengangkut cake FeCl ₃ dari CF-01 menuju UPL
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1		
Suhu (°C)	30		
Bentuk Bahan	<i>Powder</i>	<i>Crystal</i>	<i>Cake</i>
Jenis Conveyor	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Spesifikasi			
Kapasitas (ton/jam)	5	5	5
Speed (rpm)	40	40	40
Motor Power (HP)	0,43	0,43	0,43
Panjang (m)	4,57	4,57	4,57
Diameter (in)	9	9	9
Diameter Pulley	-	-	-
Tinggi Bucket	-	-	-
Tinggi Elevator	-	-	-
Material Construction	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (\$)	3.800	3.800	3.800

Tabel 3.3 Spesifikasi alat transportasi padatan (Lanjutan)

Jenis Alat	<i>Bucket Elevator (BE-01)</i>	<i>Bucket Elevator (BE-02)</i>
Fungsi	Mengangkut katalis FeCl ₃ dari SC-01 menuju ke mixer-01	Mengangkut NaOH dari SC-02 menuju mixer-02
Kondisi Operasi		
Tekanan (atm)	1	
Suhu (°C)	30	
Bentuk Bahan	<i>Powder</i>	<i>Crystal</i>
Jenis Conveyor	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Spesifikasi		
Kapasitas (ton/jam)	14	14
<i>Speed</i> (rpm)	43	43
<i>Motor Power</i> (HP)	1,5	3
Panjang (m)	-	-
Diameter (in)	-	-
Diameter Pulley (m)	<i>Head : 0,508 Tail : 0,356</i>	<i>Head : 0,508 Tail : 0,356</i>
Tinggi Bucket (m)	0,405	0,405
Tinggi Elevator(m)	7,62	7,62
<i>Material Construction</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (\$)	11.000	11.000

Tabel 3.4 Spesifikasi alat transportasi cairan

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Memompa larutan C ₆ H ₆ menuju Mixer (M-01)	Memompa umpan keluaran M-01 menuju R-01	Memompa keluaran R-01 menuju CY-01	Memompa umpan H ₂ O menuju ABS-01	Memompa umpan filtrat dari CF-01 menuju N-01	Memompa umpan bawah dari ABS-01 menuju T-03
Kondisi Operasi						
Viskositas (cP)	0,5631	1,1494	0,4130	0,5191	0,3794	0,0931
Kapasitas (m ³ /jam)	6,5364	16,7953	44,2209	3,7974	1,8169	17,6054
<i>Pump Head (m)</i>	5,009	8,506	3,061	9,919	3,598	7,286
Suhu Fluida (°C)	30	30	70	30	70	70
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>					
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Efisiensi Pompa	50%	61%	78%	46%	46%	61%
Daya Motor (HP)	0,33	1,0	0,750	0,5	0,083	0,5
Jumlah	2	2	2	2	2	2
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>
Harga (\$)	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000

Tabel 3.4 Spesifikasi alat transportasi cairan (Lanjutan)

Pompa	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14
Fungsi	Memompa umpan bawah SP-01 menuju N-01	Memompa umpan dari N-01 menuju D-01	Memompa umpan H ₂ O menuju M-02	Memompa umpan dari M-02 menuju N-01	Memompa umpan fraksi berat dari D-01 menuju UPL	Memompa umpan fraksi ringan dari D-01 menuju MD-01	Memompa umpan distilat dari MD-01 menuju M-01	Memompa umpan bottom MD-01 menuju MD-02
Kondisi Operasi								
Viskositas (cP)	0,3794	23,903	0,5191	0,5302	124,925	0,7075	0,3085	0,3155
Kapasitas m ³ /jam	21,9939	31,7621	10,4148	11,4482	13,5145	17,7017	11,1853	8,4829
<i>Pump Head (m)</i>	3,605	2,332 m	2,124	3,6	5,924	8,924	5,090	7,804
Suhu Fluida (°C)	70	70	30	30	30	30	81	140
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>							
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>							
Efisiensi Pompa	64%	70%	30%	60%	60%	62%	59%	56%
Daya Motor (HP)	0,75	0,75	0,5	0,5	1,0	1,5	0,5	0,75
<i>Material Construction</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>
Harga (\$)	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000

Tabel 3.4 Spesifikasi alat transportasi cairan (Lanjutan)

Pompa	P-15	P-16
Fungsi	Memompa umpan distilat MD-02 menuju T-04	Memompa umpan bottom MD-02 menuju T-05
Kondisi Operasi		
Viskositas (cP)	0,2906	0,3202
Kapasitas m ³ /jam	6,1895	2,3854
<i>Pump Head (m)</i>	5,612	4,069
Suhu Fluida (°C)	133	175
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>	
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	
Efisiensi Pompa	48%	40%
Daya Motor (HP)	0,33	0,167
<i>Material Construction</i>	<i>Comercial Steel</i>	<i>Comercial Steel</i>
Harga (\$)	7.000	7.000

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Condensor (CD-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi *condesor* (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan hasil keluaran atas Menara Distilasi (MD-01)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	30°C	100°C
Suhu Keluar	40°C	81°C
Tekanan	1,2 atm	
Beban Panas	6.625.660 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang		18 ft
Passes	1	2
BWG		18 ft
Baffle	9,9375 in	
ID	13,25 in	0,902 in
OD		1 in
Nt		106 buah
<i>Pressure Drop</i>	0,1665 psi	0,4989 psi
Rd	0,0032 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 68.300	

b. Condensor (CD-02)

Tabel 3.6 Spesifikasi *condensor* (CD-02)

Fungsi	Mengembunkan hasil atas keluaran Menara Distilasi (MD-02)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	30 °C	145 °C
Suhu Keluar	40 °C	133 °C
Tekanan	1,2 atm	
Beban Panas	2.748.916,55 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang		18 ft
Passes	1	2
BWG		18 ft
Baffle	9 in	
ID	12 in	0,654 in
OD		0,75 in
Nt		98 buah
<i>Pressure Drop</i>	0,9940 psi	0,7434 psi
Rd	0,0056 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 52.500	

c. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.7 Spesifikasi *reboiler* (RB-01)

Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran Menara Distilasi (MD-01)	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	128 °C	300°C
Suhu Keluar	151 °C	300°C
Tekanan	1,4 atm	
Beban Panas	6.890.695,17 Btu/jam	

Tabel 3.7 Spesifikasi *reboiler* (RB-01) (Lanjutan)

Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	9 Buah	
ID	3,068 in	2,067 in
OD	3,5 in	2,38 in
A	2,93 in ²	3,35 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,8684 psi	0,1756psi
Rd	0,0046 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 3.500	

d. *Reboiler* (RB-02)

Tabel 3.8 Spesifikasi *reboiler* (RB-02)

Fungsi	Memanaskan hasil bawah keluaran Menara Distilasi (MD-02)	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	145 °C	300°C
Suhu Keluar	187 °C	300°C
Tekanan	1,4 atm	
Beban Panas	2.783.824,52 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	8 Buah	
ID	3,068 in	2,067 in
OD	3,5 in	2,38 in
A	2,93 in ²	3,35 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	0,1007 psi	0,6697 psi
Rd	0,0072 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 3.500	

e. **Heater (HE-01)**

Tabel 3.9 Spesifikasi *heater* (HE-01)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari M-01 menuju R-01	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	150°C	30°C
Suhu Keluar	150°C	70°C
Tekanan	2,4 atm	
Beban Panas	860.271,437 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	5 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,0002 psi	0,0979 psi
Rd	0,0047 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 2.400	

f. **Heater (HE-02)**

Tabel 3.10 Spesifikasi *heater* (HE-02)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari T-02 menuju R-01	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	150°C	30°C
Suhu Keluar	150°C	70°C
Tekanan	2,4 atm	
Beban Panas	216.067,86 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>

Tabel 3.10 Spesifikasi *heater* (HE-02) (Lanjutan)

Panjang	15 ft	
Hairpin	2 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,00001 psi	0,1709 psi
Rd	0,0085 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 2.400	

g. *Heater* (HE-03)

Tabel 3.11 Spesifikasi *heater* (HE-03)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari M-02 menuju N-01	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	150°C	30°C
Suhu Keluar	150°C	70°C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	1.655.468,41 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	8 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,00006 psi	0,2788 psi
Rd	0,0039 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 2.000	

h. Heater (HE-04)

Tabel 3.12 Spesifikasi *heater* (HE-04)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari D-01 menuju MD-01	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	150°C	30°C
Suhu Keluar	150°C	100°C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	1.599.770,73 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	10 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,0049 psi	0,0743 psi
Rd	0,0045 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 3.000	

i. Cooler (CL-01)

Tabel 3.13 Spesifikasi *cooler* (CL-01)

Fungsi	Mendinginkan hasil keluaran bawah ABS-01 menuju T-03	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	25°C	75°C
Suhu Keluar	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	1.028.776,76 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>

Tabel 3.13 Spesifikasi cooler (CL-01) (Lanjutan)

Panjang		18 ft
Passes	1	1
BWG		18 ft
Baffle	6 in	
ID	12 in	0,652 in
OD		0,75 in
Nt		92 buah
<i>Pressure Drop</i>	0,5201 psi	0,0207 psi
Rd	0,0034 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 55.000	

j. Cooler (CL-02)

Tabel 3.14 Spesifikasi cooler (CL-02)

Fungsi	Mendinginkan hasil keluaran N-01 menuju D-01	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	25°C	70°C
Suhu Keluar	50°C	30°C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	3.580.6666,26 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang		18 ft
Passes	1	2
BWG		18 ft
Baffle	11,625 in	
ID	23,25 in	0,652 in
OD		0,75 in
Nt		352 buah
<i>Pressure Drop</i>	0,4471 psi	0,1951 psi
Rd	0,0054 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 160.000	

k. **Cooler (CL-03)**

Tabel 3.15 Spesifikasi *cooler* (CL-03)

Fungsi	Mendinginkan hasil atas keluaran MD-01 menuju M-01	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	81°C	25°C
Suhu Keluar	30°C	35°C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	674.910,45 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	2 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,9932 psi	0,1243 psi
Rd	0,0033 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 40.000	

l. **Cooler (CL-04)**

Tabel 3.16 Spesifikasi *cooler* (CL-04)

Fungsi	Mendinginkan hasil bawah keluaran MD-01 menuju MD-02	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	151°C	25°C
Suhu Keluar	145°C	35°C
Tekanan	1,4 atm	
Beban Panas	54.530,96 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>

Tabel 3.16 Spesifikasi cooler (CL-04) (Lanjutan)

Panjang	12 ft	
Hairpin	1 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,723 psi	0,00001 psi
Rd	0,148 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 4.700	

m. Cooler (CL-05)

Tabel 3.17 Spesifikasi cooler (CL-05)

Fungsi	Mendinginkan hasil atas keluaran MD-02 menuju T-04	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	132°C	25°C
Suhu Keluar	30°C	35°C
Tekanan	1,2 atm	
Beban Panas	708.204,46 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	2 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,381 psi	0,1359 psi
Rd	0,0036 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 4.700	

n. *Cooler (CL-06)*

Tabel 3.18 Spesifikasi *cooler (CL-06)*

Fungsi	Mendinginkan hasil bawah keluaran MD-02 menuju T-05	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	187°C	25°C
Suhu Keluar	30°C	35°C
Tekanan	1,4 atm	
Beban Panas	406.088,41 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	1 Buah	
ID	4,065 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	3,14 in ²	7,88 in ²
<i>Pressure Drop</i>	0,0756 psi	0,0571 psi
Rd	0,0038 Btu/Jam Ft ² F	
Harga	\$ 4.700	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.19 Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₆ H ₆	12.198,64	7.563,16
C ₇ H ₈	123,21	123,21
Cl ₂	11.659,08	0
CO ₂	117,76	117,7686
O ₂	0	1.438,81
FeCl ₃	121,98	121,98
C ₆ H ₅ Cl	0	5.014,34
C ₆ H ₄ Cl ₂	0	2.184,02
HCl	0	6.575,4
H ₂ O	12.145,96	11.859,1
NaOH	2.959,57	0
NaCl	0	4.328,38
Total	39.326,24	39.326,24

3.4.2 Neraca Massa Alat

a. Mixer 01 (M-01)

Tabel 3.20 Neraca massa mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 3			
	Arus 1	Arus 22	Arus 2	Arus 4
C ₆ H ₆	4.680,80	7.517,84	0	12.198,64
C ₇ H ₈	47,28	75,9378	0	123,21
FeCl ₃	0	0	121,98	121,98
Jumlah	12.443,84			12.443,84

b. Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3.21 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₆ H ₆	12.198,64	0	7.563,15
C ₇ H ₈	123,21	0	123,21
FeCl ₃	121,98	0	121,98
C ₆ H ₅ Cl	0	0	5.014,34
C ₆ H ₄ Cl ₂	0	0	2.184,02
HCl	0	0	2.711,46
Cl ₂	0	11.659,08	6.384,73
CO ₂	0	117,76	117,76
Jumlah	24.220,70		24.220,70

c. Cyclone 01 (CY-01)

Tabel 3.22 Neraca massa cyclone (CY-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆	7.563,15	6.958,10	605,05
C ₇ H ₈	123,21	113,36	9,85
FeCl ₃	121,98	0	121,98
C ₆ H ₅ Cl	5.014,34	4.613,19	401,14
C ₆ H ₄ Cl ₂	2.184,02	2.009,30	174,72
HCl	2.711,46	2.494,54	216,91
Cl ₂	6.384,73	6.384,73	0
CO ₂	117,76	117,76	0
Jumlah	24.220,70	24.220,70	

d. Separator 01 (SP-01)

Tabel 3.23 Neraca massa separator (SP-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₆	6.958,10	0	0	6.958,10
C ₇ H ₈	113,36	0	0	113,36
C ₆ H ₅ Cl	4.613,19	0	0	4.613,19
C ₆ H ₄ Cl ₂	2.009,30	0	0	2.009,30
HCl	2.494,54	0	0	2.494,54
Cl ₂	6.384,73	6384,73	6384,73	0
CO ₂	117,76	117,76	117,76	0
Jumlah	22.691,02		22.691,02	

e. Absorber 01 (ABS-01)

Tabel 3.24 Neraca massa absorber (ABS-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 11	Arus 12	Arus 13
Cl ₂	6.384,73	0	0	0
CO ₂	117,76	0	117,76	0
O ₂	0	0	1.438,81	0
HCl	0	0	0	6.564,59
H ₂ O	0	3.237,33	0	1.618,66
Jumlah	9.739,84		9.739,84	

f. *Centrifuge 01 (CF-01)*

Tabel 3.25 Neraca massa *centrifuge* (CF-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 14	Arus 15	
C ₆ H ₆	605,05	30,25	574,80	
C ₇ H ₈	9,85	0,49	9,36	
FeCl ₃	121,98	121,98	0	
C ₆ H ₅ Cl	401,14	20,05	381,09	
C ₆ H ₄ Cl ₂	174,72	8,73	165,98	
HCl	216,91	10,84	206,07	
Jumlah	1.529,68		1.529,68	

g. *Mixer 02 (M-02)*

Tabel 3.26 Neraca massa *mixer* (M-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
NaOH	2.959,57	0	2.959,57
H ₂ O	0	8.908,63	8.908,63
Jumlah	11.868,21		11.868,21

h. *Neutralizer 01 (N-01)*

Tabel 3.27 Neraca massa *neutralizer* (N-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 15	Arus 18	Arus 19
NaOH	0	2.959,57	0
H ₂ O	0	8.908,63	10.240,44
C ₆ H ₆	7.532,90	0	7.532,90
C ₇ H ₈	122,72	0	122,72
C ₆ H ₅ Cl	4.994,28	0	4.994,28

Tabel 3.27 Neraca massa neutralizer (N-01) (Lanjutan)

C ₆ H ₄ Cl ₂	2.175,29	0	2.175,29
HCl	2.700,61	0	0
NaCl	0	0	4.328,38
Jumlah	29.394,03		29.394,03

i. Dekanter 01 (D-01)

Tabel 3.28 Neraca massa dekanter (D-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
C ₆ H ₆	7.532,90	0	7.532,90
C ₇ H ₈	122,72	0	122,72
C ₆ H ₅ Cl	4.994,28	0	4.994,28
C ₆ H ₄ Cl ₂	2.175,29	0	2.175,29
NaCl	4.328,38	4.328,38	0
H ₂ O	10.240,44	10.240,44	0
Jumlah	29.394,03	29.394,03	

j. Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3.29 Neraca massa menara distilasi (MD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
C ₆ H ₆	7.532,90	7.517,84	15,06
C ₇ H ₈	122,72	75,93	46,78
C ₆ H ₅ Cl	4994,28	0	4.994,28
C ₆ H ₄ Cl ₂	2175,29	0	2.175,29
Jumlah	14.825,21	14.825,21	

k. Menara Distilasi 02 (MD-02)

Tabel 3.30 Neraca massa menara distilasi (MD-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 23	Arus 24	Arus 25
C ₆ H ₆	15,06	15,06	0
C ₇ H ₈	46,78	46,78	0
C ₆ H ₅ Cl	4.994,28	4.984,30	9,98
C ₆ H ₄ Cl ₂	2.175,29	4,35	2.170,93
Jumlah	7.231,43	7.231,43	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.31 Neraca panas total

Alat	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Mixer-01	110.231,21	110.231,21
Reaktor-01	6.615.150,40	6.615.150,40
<i>Cyclone-01</i>	1.590.126,78	1.590.126,78
Separator-01	1.124.593,45	1.124.593,45
Absorber-01	1.112.598,74	1.112.598,74
<i>Centrifuge-01</i>	123.775,82	123.775,82
Mixer-02	1.210.522,30	1.210.522,30
<i>Neutralizer-01</i>	18.566.242,60	18.566.242,60
Dekanter-01	3.271.076,88	3.271.076,88
Menara Distilasi-01	8.884.049,22	8.884.049,22
Menara Distilasi-02	4.101.392,45	4.101.392,45
Total	46.709.759,85	46.709.759,85

3.5.2 Neraca Panas Alat

a. Mixer 01 (M-01)

Tabel 3.32 Neraca panas mixer (M-01)

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	110.231,21	-
Q_{out}	-	110.231,21
Total	110.231,21	110.231,21

b. Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3.33 Neraca panas reaktor (R-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	1.271.714,03	-
Q_{reaksi}	5.343.436,36	-
Q_{out}	-	639.535,24
$Q_{pendingin}$	-	5.975.615,15
Total	6.615.150,40	6.615.150,40

c. Cyclone (CY-01)

Tabel 3.34 Neraca panas cyclone (CY-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	1.590.126,78	-
Q_{out}	-	1.590.126,78
Total	1.590.126,78	1.590.126,78

d. Separator 01 (SP-01)

Tabel 3.35 Neraca panas separator (SP-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q _{in}	1.124.593,45	-
Q _{out} (gas)	-	142.442,15
Q _{out} (Cair)		982.151,29
Total	1.124.593,45	1.124.593,45

e. Absorber 01 (AB-01)

Tabel 3.36 Neraca panas absorber (ABS-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q _{in} (gas)	142.428,02	-
Q _{in} (liquid)	970.170,72	-
Q _{out} (gas)	-	57.577,47
Q _{out} (liquid)	-	1.055.021,27
Total	1.112.598,74	1.112.598,74

f. Centrifuge 01 (CF-01)

Tabel 3.37 Neraca panas *centrifuge* (CF-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q _{in}	123.775,82	-
Q _{out}	-	123.775,82
Total	123.775,82	123.775,82

g. Mixer 02 (M-02)

Tabel 3.38 Neraca panas mixer (M-02)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	219.063,38	-
Q_{reaksi}	991.458,90	-
Q_{out}	-	219.063,39
$Q_{pendingin}$	-	991.458,90
Total	1.210.522,30	1.210.522,30

h. Neutralizer 01 (N-01)

Tabel 3.39 Neraca panas *neutralizer* (N-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	3.398.401,13	-
Q_{reaksi}	15.167.841,48	-
Q_{out}	-	1.345.230,44
$Q_{pendingin}$	-	17.221.012,15
Total	18.566.242,60	18.566.242,60

i. Dekanter 01 (D-01)

Tabel 3.40 Neraca panas dekanter (D-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q_{in}	3.271.076,88	-
Q_{out}	-	3.271.076,88
Total	3.271.076,88	3.271.076,88

j. Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3.41 Neraca panas menara distilasi (MD-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q _{umpan}	1.788.499,83	-
Q _{distilat}	-	784.407,31
Q _{bottom}	-	1.283.532,01
Q _{condensor}	-	6.985764,96
Q _{reboiler}	7.265204,45	-
Total	9.053.704,28	9.053.704,28

k. Menara Distilasi 02 (MD-02)

Tabel 3.42 Neraca panas menara distilasi (MD-02)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q _{umpan}	1.226.113,61	-
Q _{distilat}	-	783.466,27
Q _{bottom}	-	479.452,54
Q _{condensor}	-	2.898.320,17
Q _{reboiler}	2.935.125,38	-
Total	4.161.239	4.161.239

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Dalam pendirian suatu pabrik diperlukan perhitungan biaya yang terperinci untuk memperkirakan biaya secara akurat yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci dan spesifik sebelum mendirikan suatu pabrik.

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang harus diperhatikan untuk menentukan keberlangsungan dan kemajuan pabrik baik dari segi ekonomi maupun operasional. Hal ini dikarenakan pemilihan lokasi pabrik akan menyangkut terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang akan didirikan tersebut. Aspek-aspek yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi yang tepat salah satunya yaitu perhitungan biaya perdistribusian dan produksi yang minimal serta pertimbangan budaya dan sosiologi masyarakat sekitar. (Timmerhaus, 2004).

Suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan. Adapun faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam lokasi pabrik sebagai berikut :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

1. Ketersediaan bahan baku
2. Sarana utilitas yang memadai
3. Transportasi dan distribusi yang lancar
4. Pemasaran yang potensial
5. Penyediaan tenaga kerja (SDM)
6. Keadaan iklim yang stabil

Dengan memperhatikan faktor-faktor yang dipertimbangkan di atas, maka lokasi yang cukup potensial dan memenuhi syarat untuk lokasi pendirian pabrik *chlorobenzene* direncanakan akan berdiri di Tanjung Gerem, Kelurahan Gerem, Kecamatan Gerogol, Kota Cilegon, Banten.



Gambar 4.1 Tata letak lokasi pabrik

Daerah tersebut dipilih sebagai lokasi terbaik untuk mendirikan pabrik *chlorobenzene*, hal ini dipertimbangkan karena beberapa hal berikut:

1. Ketersediaan dan kedekatan dengan bahan baku

Bahan baku merupakan hal yang berpengaruh dalam kelangsungan industri. Dengan mendekati sumber bahan baku, pabrik dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan. Bahan baku yang digunakan adalah *chlorine* yang berasal dari PT. Asahimas Chemical di kawasan industri Cilegon dan *benzene* yang berasal dari PT Pertamina RU IV Cilacap. Lokasi yang dipilih yaitu di kawasan industri Cilegon, karena dekat dengan sumber bahan baku *chlorine* dengan pertimbangan bahwa *chlorine* merupakan bahan baku yang lebih volatil daripada *benzene*.

2. Sarana utilitas yang memadai

Daerah Cilegon merupakan kawasan industri sehingga kebutuhan utilitas dapat terpenuhi. Pada pabrik *chlorobenzene* ini, untuk memenuhi kebutuhan air digunakan dari air laut yaitu pantai lelean gerem, karena air laut mempunyai kapasitas air yang tidak terbatas sehingga dapat terpenuhi kebutuhan air yang relatif banyak. Sedangkan unit pengadaan listrik berasal dari PLN setempat dan generator. Bahan bakar untuk mesin dan sarana angkutan diperoleh dari Pertamina.

3. Transportasi dan distribusi yang lancar

Daerah Cilegon merupakan kawasan industri yang dimana transportasi baik darat, laut dan udara pada daerah tersebut cukup memadai. Untuk jalur udara, bandara Soekarno-Hatta juga dapat dijangkau dengan mudah, sehingga semakin mempermudah pengiriman produk. Untuk jalur darat tersedia jalan raya dan jalan

tol Jakarta-Merak yang cukup lancar dapat dilalui oleh kendaraan besar dan kecil. Pelabuhan PT Indonesia II cabang Banten yang ada cukup memadai untuk pengangkutan melalui laut, sehingga dapat menunjang proses baik bahan baku, produk maupun pemasaran.

4. Pemasaran yang potensial

Wilayah pemasaran direncanakan kawasan industri di wilayah Banten dan Jabodetabek, karena banyaknya industri agrokimia yang menggunakan *chlorobenzene* sebagai bahan baku atau penunjang untuk pembuatan herbisida dan pestisida untuk keperluan pertanian.

5. Penyediaan tenaga kerja (SDM)

Untuk membuka lowongan pekerjaan dan mengurangi angka pengangguran, kebutuhan tenaga kerja dapat dipenuhi dari daerah sekitar pabrik maupun di luar lokasi pabrik. Tenaga kerja yang terampil dan terdidik sesuai kriteria perusahaan sangat dibutuhkan untuk memperlancar jalannya proses produksi, sehingga diharapkan dapat meningkatkan taraf hidup di masyarakat.

6. Keadaan iklim yang stabil

Pemilihan lokasi pabrik di daerah Cilegon, Banten merupakan kawasan industri yang terletak dekat dengan pesisir pantai yang memiliki daerah alam yang sangat menunjang. Daerah Cilegon memiliki iklim tropis dengan temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 25-30°C, sehingga kemungkinan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang secara tidak langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Area Unit

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan di masa datang harus di rencanakan dari awal dalam perancangan pendirian pabrik. Hal tersebut, dikarenakan apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan dan antisipasi apabila terjadi peningkatan permintaan. Lokasi pabrik ini, masih memiliki lahan kosong apabila akan dilakukan perluasan pabrik.

2. Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dan mendukung dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

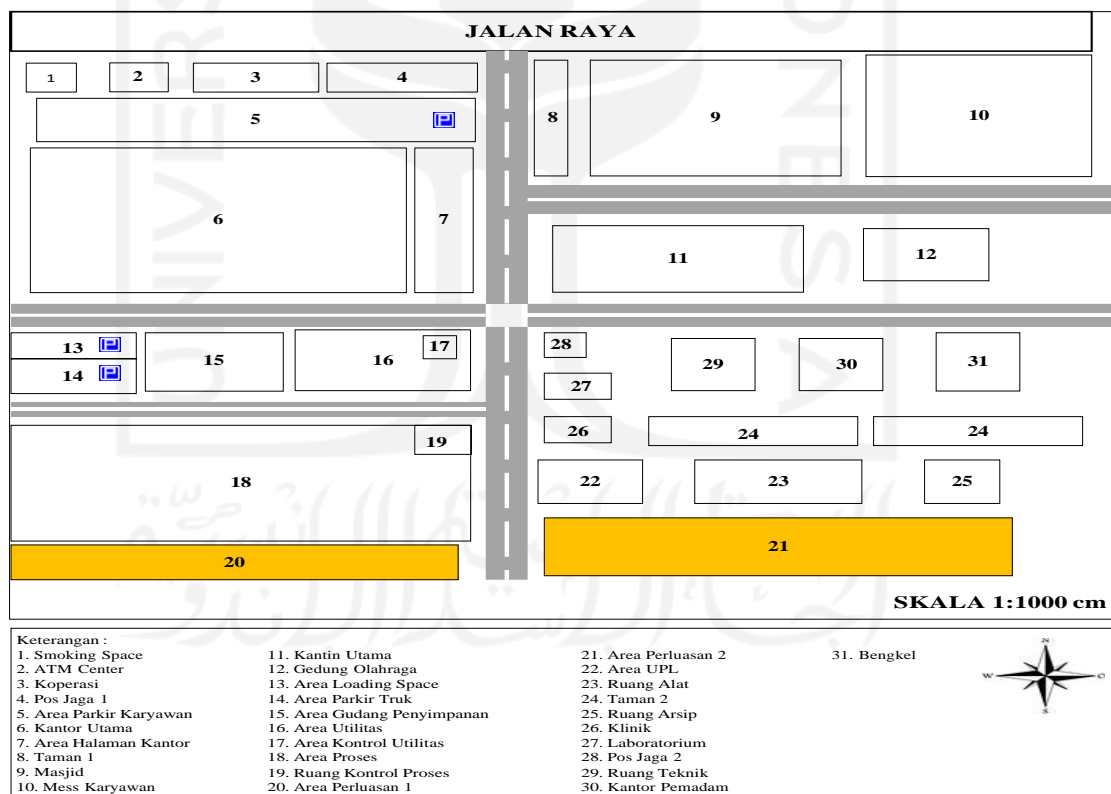
3. Biaya dan Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Cilegon telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri yang

terbuka bagi investor asing. Pemerintah memudahkan perijinan, pajak, dan sebagainya yang menyangkut teknis dalam pelaksanaan pendirian suatu pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah bagian penting untuk mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik sehingga mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran kerja para karyawan. Tata letak pabrik merupakan bagian-bagian pabrik yang meliputi kantor, area proses dan penyimpanan bahan yang harus dirancang dengan cermat agar lebih efektif dan efisien supaya tidak terjadi kesulitan bagi karyawan . Berikut Gambar 4.2 yang merupakan layout tata letak pabrik



Gambar 4.2 Layout pabrik chlorobenzene

Adapun Tabel 4.1 merupakan perincian luas tanah bangunan pabrik sebagai berikut:

Tabel 4.1 Luas tanah bangunan pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	110	40	4.400
2	Ruang Kontrol Proses	12	8	96
3	Area Gudang Penyimpanan	21	33	693
4	Area <i>Loading Space</i>	30	9	270
5	Area Parkir Truk	30	12	360
6	Area Utilitas	42	21	882
7	Area Kontrol Utilitas	8	8	64
8	Area Unit Pengelolaan Lingkungan	25	15	375
9	Ruang Alat	40	15	600
10	Ruang Arsip	18	15	270
11	Klinik	16	9	144
12	Laboratorium	16	9	144
13	Pos Jaga 2	10	8	80
14	Ruang Teknik	20	18	360
15	Kantor Pemadam	20	18	360
16	Bengkel	20	20	400
17	Kantor Utama	90	50	4.500
18	Area Halaman Kantor	14	50	700
19	Area Parkir Karyawan	105	15	1.575
20	<i>Smoking Space</i>	12	10	120
21	ATM Center	14	10	140
22	Koperasi	30	10	300
23	Pos Jaga 1	36	10	360
24	Masjid	60	40	2.400
25	Kantin Utama	60	23	1.380
26	Mess Karyawan	42	54	2.268
27	Gedung Olahraga	30	18	540
28	Taman 1	40	8	320
29	Taman 2	50	10	500
30	Area Perluasan 1	107	12	1.284
31	Area Perluasan 2	112	20	2.240
32	Jalan	50	40	2.000
Total Luas Tanah				30.125
Total Luas Bangunan				23.781
Total				53.906

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat-alat proses perlu dirancang sedemikian rupa sesuai dengan urutan kerja dan fungsi serta jarak dari masing-masing alat. Tujuannya agar operasi produksi berjalan secara efisien. Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang besar dalam segi ekonomi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses harus diperhatikan supaya lancar terutama arah hembusan udara.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai, terutama pada tempat-tempat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberi penerangan tambahan

4. Tata letak alat proses

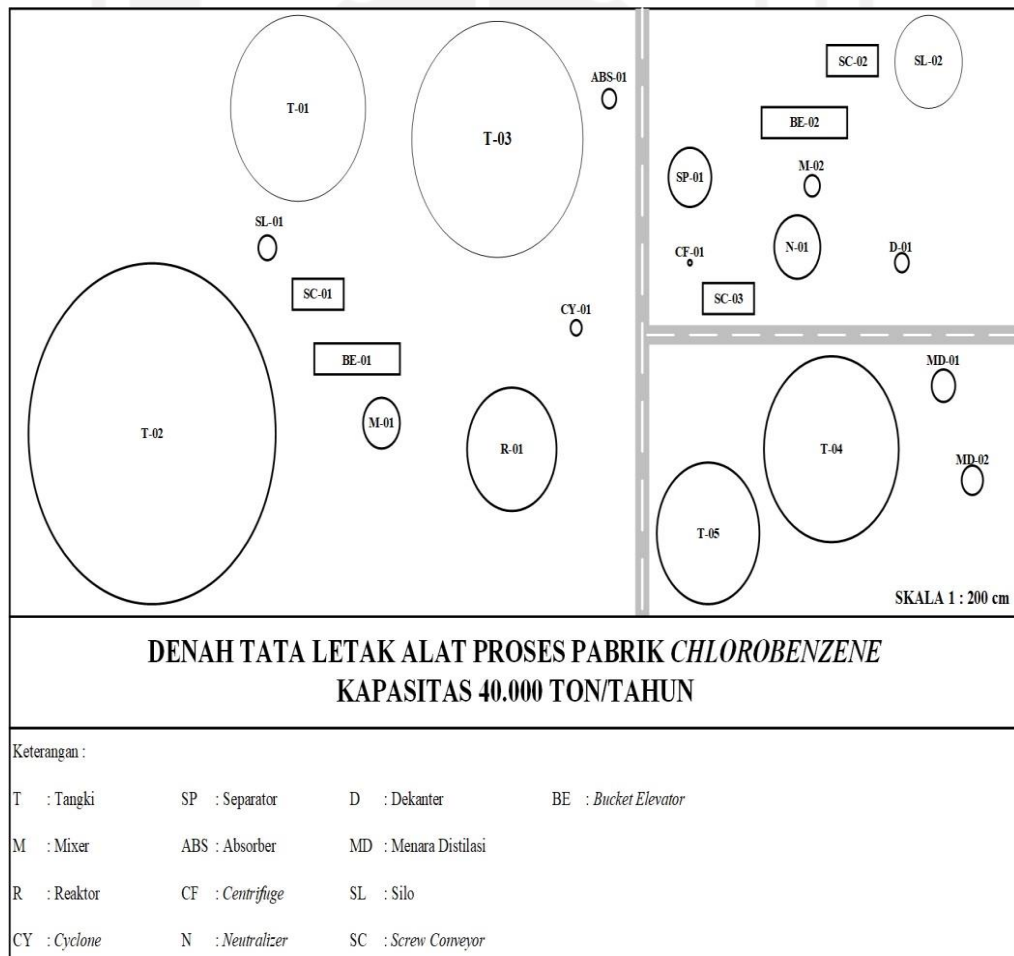
Penempatan alat-alat proses pada pabrik disusun secara fungsional dan direncanakan sesuai dengan urutan produksi sehingga akan mempercepat jalannya proses dan menjamin kelancaran proses produksi.

5. Kelancaran lalu lintas

Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat produksi yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya ditempatkan di lokasi khusus tidak berdekatan dengan alat yang lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan lain.



Gambar 4.3 Tata letak alat proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik *chlorobenzene* ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perusahaan akan dipimpin oleh seorang Direktur Utama, dengan 1 orang Direktur Teknik dan Produksi, dan 1 orang Direktur Keuangan dan Administrasi. Masing – masing direktur dibantu oleh kepala bagian yang membawahi kepala seksi. Tugas kepala seksi secara langsung dibantu oleh operator dan karyawan.

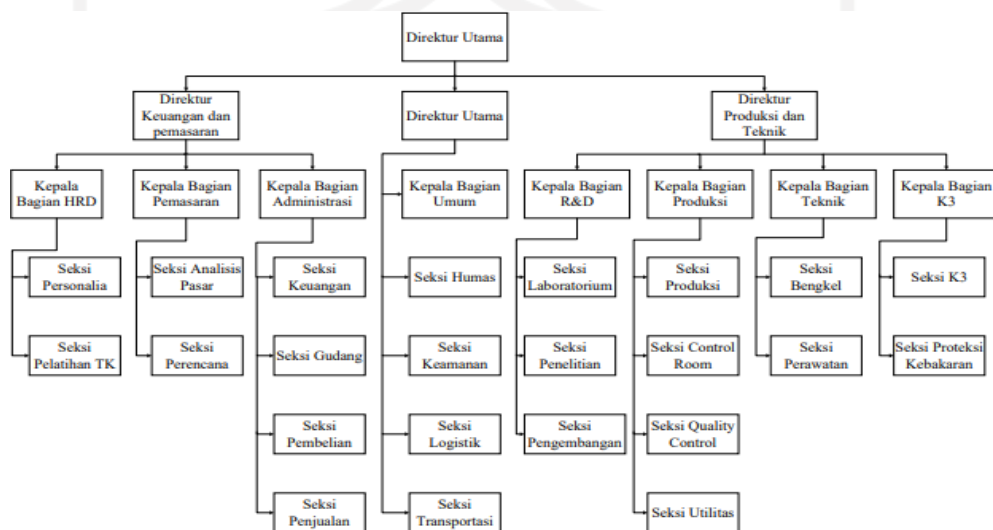
Perusahaan-perusahaan besar rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi) karena PT ini adalah asosiasi pemegang saham diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk PT dipilih berdasarkan factor-faktor yang mendukung antara lain:

- a. Kelangsungan hidup perusahaan yang lebih terjamin, karena jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja di dalamnya.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Penjualan saham adalah cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
- d. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap, dan caranya mengatur waktu.

4.4.2 Struktur Perusahaan

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Dalam perusahaan ini, Dewan Komisaris merupakan badan tertinggi yang berkewajiban mengawasi serta menentukan keputusan dan kebijaksanaan perusahaan dan sebagai pelaksana langsung operasional perusahaan. Dewan Komisaris menunjuk dan mengangkat seorang Direktur Utama yang bertanggungjawab langsung kepada Dewan Komisaris.

Tugas, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tugas, wewenang dan tanggung jawab tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4



Gambar 4.4 Struktur organisasi perusahaan

Tugas, wewenang dan tanggung jawab masing – masing jabatan adalah sebagai berikut :

1. Dewan Direksi

a. Direktur Utama

Tugas : Melaksanakan fungsi pimpinan dan penanggung jawab tertinggi perusahaan, memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, menentukan dan menerapkan system kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggungjawab terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S2)

Jumlah : 1 orang

b. Direktur Produksi dan Teknik

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang produksi dan bidang teknologi yang secara langsung mendukung proses produksi secara kualitas dan kuantitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin / Teknik Elektro / Teknik Industri (S1)

Jumlah : 1 orang

c. Direktur Umum

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang hubungan masyarakat, keamanan, transportasi, dan logistik.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Hukum / Komunikasi (S1)

Jumlah : 1 orang

d. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang perencanaan dan pengelolaan lalu lintas keuangan, pemasaran, dan auditing.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi / Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

2. Kepala Bagian

a. Kepala Bagian Umum

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan kebijakan yang berhubungan dengan hubungan masyarakat, keamanan, transportasi, dan logistik.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi hubungan masyarakat

1 orang kepala seksi keamanan

1 orang kepala seksi transportasi

1 orang kepala seksi *logistic*

b. Kepala Administrasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala administrasi, keuangan, pembelian, dan penjualan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi keuangan

1 orang kepala seksi gudang

1 orang kepala seksi pembelian

1 orang kepala seksi penjualan

c. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala Analisa pasar dan perencanaan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi analisa pasar

1 orang kepala seksi perencanaan

d. Kepala Bagian HRD

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala recruitment pegawai, personalia, dan pelatihan TK.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi personalia
1 orang kepala seksi pelatihan TK

e. Kepala Bagian R&D

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala penelitian, laboratorium, beserta pengembangan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi laboratorium
1 orang kepala seksi penelitian
1 orang kepala seksi pengembangan

f. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala proses produksi, ruang *control*, *quality control*, beserta kebutuhan utilitas.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi produksi
1 orang kepala seksi ruang *control*

1 orang kepala seksi *quality control*

1 orang kepala seksi Utilitas

g. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala keteknikan seperti benkel dan perawatan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi bengkel

1 orang kepala seksi perawatan

h. Kepala Bagian K3

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala K3 dan proteksi kebakaran.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi K3

1 orang kepala seksi proteksi kebakaran

4.4.3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Dari data karyawan shift dan non-shift jumlah karyawan pada pabrik *Chlorobenzene* adalah 178 orang. Berikut Tabel 4.2 merupakan rincian jumlah dan minimal pendidikan tenaga kerja serta sistem penggajiannya.

Tabel 4.2 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Pend.	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Direktur Utama	1	S-2	55.000.000	55.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	S-1	19.000.000	19.000.000
3	Staff Direktur Utama	1	S-1	11.000.000	11.000.000
4	Direktur Produksi & Teknik	1	S-1	32.000.000	32.000.000
5	Staff Direktur Produksi & Teknik	1	S-1	11.000.000	11.000.000
6	Direktur Keuangan & Pemasaran	1	S-1	32.000.000	32.000.000
7	Staff Direktur Keuangan & Pemasaran	1	S-1	10.000.000	10.000.000
8	Direktur Umum	1	S-1	32.000.000	32.000.000
9	Staff Direktur Umum	1	S-1	10.000.000	10.000.000
10	Kepala Bagian Produksi dan Logistik	1	S-1	20.000.000	20.000.000
11	Kepala Bagian Teknik	1	S-1	20.000.000	20.000.000
12	Kepala Bagian Pengembangan Proses & Teknologi	1	S-1	20.000.000	20.000.000
13	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	1	S-1	20.000.000	20.000.000
14	Kepala Bagian Keuangan	1	S-1	20.000.000	20.000.000
15	Kepala Bagian Pemasaran	1	S-1	20.000.000	20.000.000
16	Kepala Bagian Umum	1	S-1	20.000.000	20.000.000
17	Kepala Bagian Personalia	1	S-1	20.000.000	20.000.000

Tabel 4.2 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Pend.	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
18	Kepala Seksi Produksi	1	S-1	15.000.000	15.000.000
19	Kepala Seksi <i>Control Room</i>	1	S-1	15.000.000	15.000.000
20	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1	S-1	15.000.000	15.000.000
21	Kepala Seksi Utilitas & Pengolahan Limbah	1	S-1	15.000.000	15.000.000
22	Kepala Seksi Perawatan Pabrik	1	S-1	15.000.000	15.000.000
23	Kepala Seksi Instrumentasi Listrik	1	S-1	15.000.000	15.000.000
24	Kepala Seksi Penelitian Proses & Teknologi	1	S-1	15.000.000	15.000.000
25	Kepala Seksi Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1	S-1	15.000.000	15.000.000
26	Kepala Seksi Medis	1	S-1	15.000.000	15.000.000
27	Kepala Seksi Keuangan	1	S-1	15.000.000	15.000.000
28	Kepala Seksi Pembelian	1	S-1	15.000.000	15.000.000
29	Kepala Seksi Penjualan	1	S-1	15.000.000	15.000.000
30	Kepala Seksi Analisa Pasar	1	S-1	15.000.000	15.000.000
31	Kepala Seksi Perencanaan Pemasaran	1	S-1	15.000.000	15.000.000
32	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	S-1	15.000.000	15.000.000
33	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	S-1	15.000.000	15.000.000
34	Kepala Seksi Keamanan	1	S-1	15.000.000	15.000.000

Tabel 4.2 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Pend.	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
35	Kepala Seksi Transportasi	1	S-1	15.000.000	15.000.000
36	Kepala Seksi Gudang	1	S-1	15.000.000	15.000.000
37	Kepala Seksi Personalia	1	S-1	15.000.000	15.000.000
38	Kepala Seksi Pelatihan Tenaga Kerja	1	S-1	15.000.000	15.000.000
39	Karyawan Produksi	4	S-1	10.000.000	40.000.000
40	Karyawan <i>Control Room</i>	3	S-1	10.000.000	30.000.000
42	Karyawan <i>Quality Control</i>	3	S-1	10.000.000	30.000.000
43	Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	3	S-1	10.000.000	30.000.000
44	Karyawan Perawatan Pabrik	3	S-1	10.000.000	30.000.000
45	Karyawan Instrumentasi Listrik	3	S-1	10.000.000	30.000.000
46	Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	3	S-1	10.000.000	30.000.000
47	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	3	S-1	10.000.000	30.000.000
48	Karyawan Laboratorium	1	S-1	10.000.000	10.000.000
49	Karyawan Keuangan	2	S-1	10.000.000	20.000.000
50	Karyawan Pembelian	2	S-1	10.000.000	20.000.000
51	Karyawan Penjualan	2	S-1	10.000.000	20.000.000
52	Karyawan Analisa Pasar	2	S-1	10.000.000	20.000.000

Tabel 4.2 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Pend.	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
53	Karyawan Perencanaan Pemasaran	2	S-1	10.000.000	20.000.000
54	Karyawan Pelayanan Umum	2	S-1	10.000.000	20.000.000
55	Karyawan Hubungan Masyarakat	2	S-1	10.000.000	20.000.000
56	Karyawan Transportasi	2	S-1	10.000.000	20.000.000
57	Karyawan Gudang	2	S-1	10.000.000	20.000.000
58	Karyawan Personalia	2	S-1	10.000.000	20.000.000
59	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	2	S-1	10.000.000	20.000.000
60	Dokter	2	S-1	10.000.000	20.000.000
61	Perawat	3	D-3/S-1	7.500.000	22.500.000
62	Satpam	5	SLTA	5.400.000	27.000.000
63	Sopir	2	SLTA	6.000.000	12.000.000
64	Office Boy	5	SLTA	5.400.000	27.000.000
65	Operator Operasi	39	D-3/S-1	8.000.000	312.000.000
66	Operator Utilitas	36	D-3/S-1	8.000.000	288.000.000
Total		178			1.875.500.000
					22.506.000.000

4.4.4 Jam Kerja Karyawan

Pabrik *Chlorobenzene* ini direncanakan akan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan digolongkan menjadi 2, yaitu:

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi. Yang termasuk kelompok ini adalah direktur, manager, kepala bagian dan semua karyawan bagian umum. Karyawan non – shift bekerja 5 hari seminggu dan libur pada hari Sabtu, Minggu dan Hari Besar, dengan jam kerja:

Tabel 4.3 Jadwal jam kerja karyawan *non shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Kamis	08.00 – 16.00	12.00 – 13.00
Jum'at	07.30 – 16.00	11.30 – 13.00

2. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas , bagian listrik dan instrumentasi, kepala shift dan satpam. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Seluruh karyawan shift mendapat cuti lama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

Tabel 4.4 Jadwal jam kerja karyawan *shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00 – 15.00	11.00 – 12.00
Shift 2	15.00 – 23.00	19.00 – 20.00
Shift 3	23.00 – 07.00	03.00 – 04.00

Masing – masing shift di kepalai oleh satu orang kepala *shift*. Jadwal kerja masing masing regu di tabelkan sebagai berikut :

Tabel 4.5 Sistem *shift* karyawan

Group	Hari							
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jum'at	Sabtu	Minggu	Senin
A	1	1	2	2	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>
B	2	2	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1
C	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1	2	2
D	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1	2	2	3	3

Keterangan :

1,2 dan 3 : *Shift*

A, B, C dan D : Kelompok Kerja (Group)

4.4.5 Fasilitas Karyawan

Setiap karyawan di perusahaan memiliki hak dan kewajiban yang diatur oleh undang-undang ketenagakerjaan. Selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikan jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat

memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Jaminan sosial tersebut seperti di bawah ini:

- a. Tunjangan jabatan dan prestasi kerja.
- b. Tunjangan istri dan anak.
- c. Pakaian dinas 2 stel dan 2 pasang sepatu tiap tahun.
- d. Jaminan sosial asuransi tenaga kerja.
- e. Fasilitas olahraga, kesenian, rekreasi, pengobatan, ibadah, perumahan (*mess*) dan angkutan dari pabrik ke mess atau perumahan dan sebaliknya.
- f. Untuk direktur, manager produksi dan manager finansial disediakan perumahan dan mobil dinas. Sedangkan untuk kepala bagian disediakan mess atau rumah dinas dekat lokasi pabrik

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit proses yang bertugas menyediakan sarana-sarana penunjang proses produksi untuk menjamin kelangsungan proses dalam suatu pabrik. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas antara lain :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit penyedia udara tekan
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengelolaan limbah

5.1 Unit penyediaan dan pengolahan air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Secara umum kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik *chlorobenzene* ini mengkonsumsi air dalam jumlah yang cukup besar dikarenakan lokasi pabrik berada dekat dengan pesisir laut yaitu pantai lelean gerem sehingga air laut digunakan untuk memenuhi kebutuhan air utilitas. Untuk menghindari *scalling* yang menyebabkan penurunan performa dari boiler, maka perlu diadakan pengolahan air laut yang dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun pertimbangan

dalam memilih air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air laut memiliki kuantitas yang besar, sumber airnya hampir tidak terbatas.
- Pengolahan air laut dalam proses desalinasi membutuhkan biaya lebih sedikit dibandingkan dengan air sungai/danau.
- Lokasi pabrik dekat dengan laut.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

a. Air domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso,2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 178 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Karyawan	741,67
2	Perumahan Karyawan	333,33
Total		1075

b. Air pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan yang membutuhkan penurunan suhu. Kebutuhan air pendingin pada pabrik *chlorobenzene* ini terlampir pada tabel

5.2 sebagai berikut :

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor-01	R-01	141187,39
Mixer-02	M-02	23712,87236
<i>Neutralizer</i> -01	N-01	411877,548

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin (Lanjutan)

Condesor-01	CD-01	165827,1389
Condensor-02	CD-02	68769,18368
Cooler-01	CL-01	34295,834
Cooler-02	CL-02	119366,9416
Cooler-03	CL-03	22499,16394
Cooler-04	CL-04	97,38834901
Cooler-05	CL-05	23609,07023
Cooler-06	CL-06	14757,45264
Total		1025999,99

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 1231199,98 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blowdon* pada unit *cooling tower* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 13953,59 kg/jam.

c. Air untuk *steam*

Air steam dalam pabrik digunakan untuk media pemanas. Air *steam* yang dapat digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan. Apabila air boiler tidak memenuhi persyaratan dapat mengakibatkan kerusakan pada alat sehingga dilakukan pencegahan agar tidak terjadi *scalling*, *fouling* dan *foaming*. Menurut (Green, 2008), Kebutuhan *steam* untuk peralatan pada pabrik *chlorobenzene* ini telampir pada tabel 5.3 sebagai berikut :

Tabel 5.3 Kebutuhan air untuk *steam*

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater-01</i>	HE-01	345,6206599
<i>Heater-02</i>	HE-02	86,80692443
<i>Heater-03</i>	HE-03	665,0971548
<i>Heater-04</i>	HE-04	642,7201845
Reboiler-01	RB-01	2584,87043
Reboiler-02	RB-02	1045,991754
Total		5371,107108

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 6445 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pembangkit *steam* 85% dimanfaatkan kembali, sehingga diperlukan 15% air *make-up*, dikarenakan terjadinya *blowdown* pada *boiler* sebesar 10% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5%, sehingga jumlah air *make-up* yang dibutuhkan setelah dilakukan perhitungan yaitu sebesar 1289 kg/jam.

d. Air proses

Kebutuhan air untuk proses produksi pada pabrik *chlorobenzene* ini telampir pada tabel 5.4 sebagai berikut :

Tabel 5.4 Kebutuhan air proses

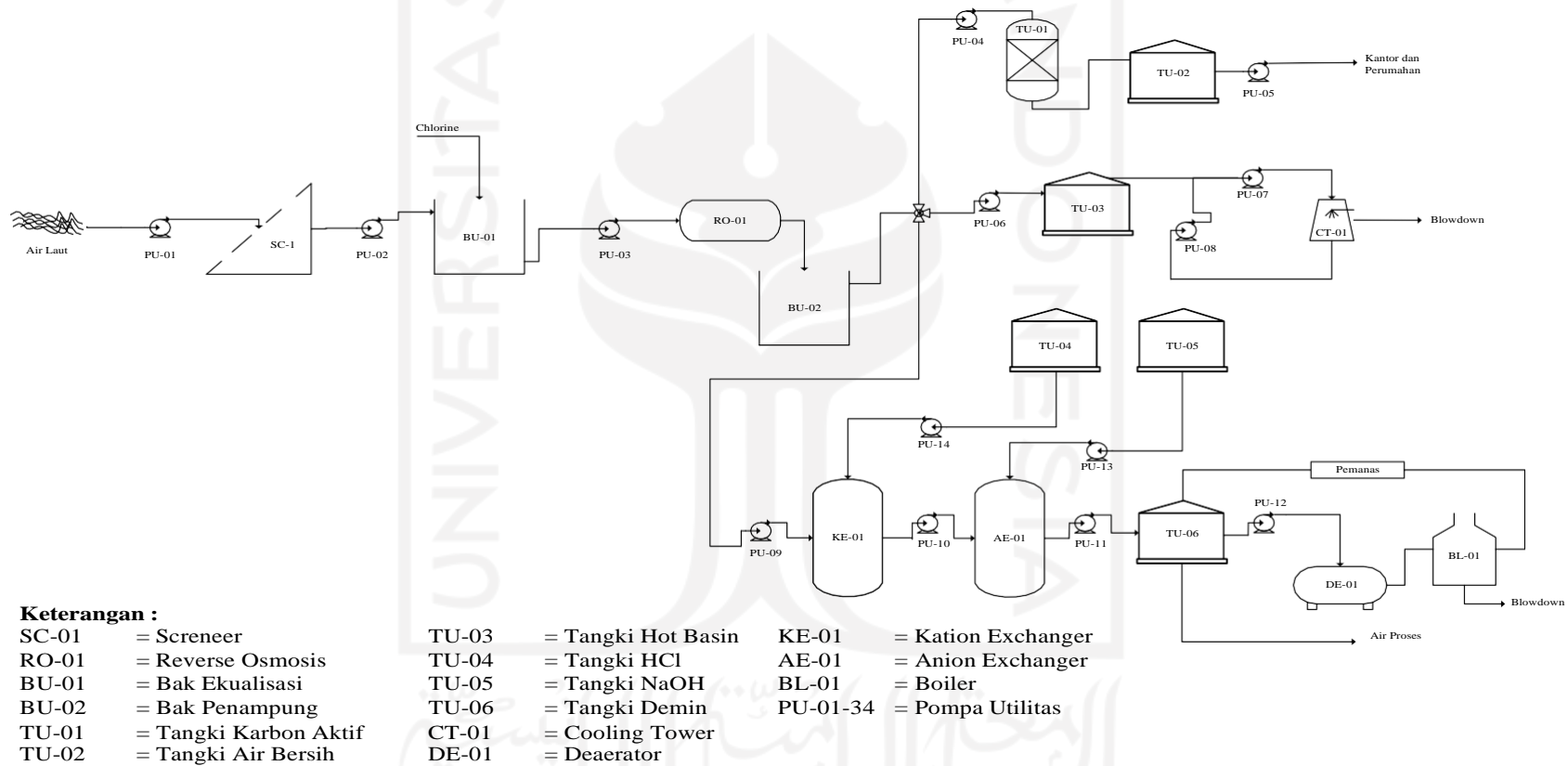
No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Absorber	ABS-01	3237,3326
2	Mixer-02	M-02	8878,7365
Jumlah			12116,0690

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 14539,28 kg/jam.

e. Air service

Perkiraan kebutuhan air untuk penggunaan layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran, dan lain-lain sebesar 167 kg/jam.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
UTILITAS PRARANCANGAN PABRIK CHLOROBENZENE DARI BENZENE DAN CHLORINE
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



Gambar 5.1 Diagram alir utilitas

5.1.2 Unit Pengolahan Air

a. Penyaringan (*Screening*)

Air laut dipompakan ke *screen* untuk menyaring partikel besar sebelum masuk ke area pengolahan air. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap pengolahan air berikutnya. Pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor.

b. Penstabilan aliran air

Air yang sudah disaring kemudian dipompakan ke bak ekualisasi untuk menstabilkan aliran sehingga mempermudah dalam memisahkan air dengan kotoran-kotoran padat yang masih lolos dari *screener* dan terbawa oleh air. Di dalam bak ekualisasi, air laut kemudian ditambahkan NaOCl. Penambahan ini bermaksud sebagai desinfektan untuk membunuh ganggang dan mikroba laut agar tidak merusak alat-alat dalam proses utilitas.

c. Desalinasi

Desalinasi pada pabrik *chlorobenzene* ini menggunakan teknologi *Membrane Reverse Osmosis*. *Reverse Osmosis* adalah suatu proses buatan yang berkebalikan dengan osmosis biasa. Pada proses osmosis, air akan melewati membran semi-permeabel ke arah konsentrasi yang lebih tinggi. Proses ini adalah proses yang terjadi secara alami. Sedangkan pada *reverse osmosis* air yang memiliki konsentrasi garam yang tinggi dipompakan

dengan tekanan yang tinggi kedalam membran, sehingga proses perpindahan massa akan memiliki arah yang terbalik daripada peristiwa osmosis. Air yang memiliki kadar salinitas yang rendah akan menembus membran, sedangkan yang masih bersisa akan menjadi konsentrat dari proses ini. Dengan *reverse osmosis*, air laut yang memiliki kadar berkisar 10.000 ppm bisa diturunkan menjadi 100 ppm. Air keluaran dari proses desalinasi ini akan didistribusikan sesuai dengan peruntukannya, yaitu air sebagai penunjang proses, pemadam kebakaran, *boiler feed water*, *cooling water*, dan keperluan kantor dan perumahan.

d. Demineralisasi

Air bersih dari proses desalinasi akan masuk kedalam proses demineralisasi. Proses demineralisasi ini terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada *kation exchanger*. Di dalam *kation exchanger*, mineral-mineral sadah seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Resin memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion ini. Suatu waktu resin tidak mampu lagi untuk menangkap mineral, maka akan disubjekkan kedalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin *kation exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat HCl, sehingga akan membentuk garam-garam seperti NaCl, CaCl_2 , MgCl_2 , KCl, dan mineral sadah lainnya dan dibuang ke unit pengolahan limbah. Air keluaran dari *kation exchanger* adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk *scalling*-nya sudah diminimalkan.

Air yang telah melewati *kation exchanger* akan disubjekkan kedalam *anion exchanger* untuk dilakukan proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti HCO_3^- , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain. Ion negatif ini harus ditangkap karena akan jika air bersifat basa ini dipanaskan, akan berpotensi untuk membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa *boiler* dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses pelunakan air. Perbedaan utama nya adalah jenis resin yang digunakan. Jenis resin yang digunakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini, saat resin sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion, resin akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat NaOH sehingga terbentuk garam seperti NaHCO_3 , NaCl , Na_2CO_3 , CaSO_4 , dan lain lain. Air keluaran dari *anion exchanger* ini sudah bisa digunakan sebagai air proses. Tetapi untuk penggunaan sebagai air umpan boiler, perlu dilakukan proses lebih lanjut.

e. Deaerasi

Air keluaran dari proses demineralisasi yang akan dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, terutama gas O_2 yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada *boiler*. Korosi pada boiler memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya, selain perpendekan umur boiler. Pengikisan didalam *boiler* berpotensi menyebabkan peledakan dikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas-gas terlarut, senyawa N_2H_4 (*hidrazin*) ditambahkan untuk mengikat O_2 dan gas terlarut lainnya.

Setelah dihilangkan kandungan gas terlarut, maka air keluaran deaerator dapat langsung diumpankan ke *boiler feed water*, kemudian diumpankan ke *boiler*. Di dalam *boiler* akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi *steam*. Namun, untuk menjaga konsentrasi *suspended solid* yang terakumulasi di dalam *boiler*, dilakukan sistem *blowdown* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk mengganti air yang hilang tersebut, ditambahkan *make up water* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

f. Air sebagai *cooling water* (pendingin)

Sebagai air pendingin, air yang sudah digunakan pada proses kemudian ditampung dalam *hot basin*, kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Air dengan suhu 50°C dialirkan masuk pada bagian atas *cooling tower* kemudian dikontakkan dengan udara dari bagian samping *cooling tower*. Di dalam *cooling tower* terjadi proses perpindahan massa dan panas sehingga mengakibatkan suhu air turun dan sejumlah air ikut terbawa udara. Suhu keluar dari *cooling tower* yaitu 30°C untuk digunakan sebagai air pendingin. Air yang menguap terikut oleh udara akan diganti dengan air *make up* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

g. Air sebagai keperluan kantor dan perumahan

Air untuk keperluan kantor dan perumahan akan dialirkan melewati karbon aktif untuk menghilangkan bau dan warnanya, serta ditambahkan kaporit sebagai disinfektan untuk membunuh mikroorganisme, bakteri, alga dll.

5.2 Unit pembangkit Steam (*Steam Generator System*)

Keberadaan unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi *chlorobenzene*, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 6645,32 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5– 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150 °C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru

kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses produksi.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini diperoleh dan dipenuhi oleh PLTU Krakatau Daya Listrik dan generator diesel. Sebagai tenaga cadangan ketika PLTU mengalami gangguan maka disediakan generator diesel. Diesel juga di manfaatkan untuk menggerakkan tenaga yang dinilai penting antara lain *boiler, compressor,* dan pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah:

Kapasitas : 906,905 kW

Jenis : *Generator Set*

Jumlah 1

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

- a. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk alat proses

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	Watt
Mixer	M-01	10	7.457
Mixer	M-02	0,25	186,42
<i>Centrifuge</i>	CF-01	0,33	248,56
<i>Neutralizer</i>	N-01	40,00	29.828
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1,50	1.118,55
<i>Bucket Elevator</i>	BE-02	3,00	2.237,1
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0,43	320,65
<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	0,43	320,65
<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	0,43	320,65
Kompresor	K-01	0,50	373,05

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk alat proses (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	Watt
Pompa	P-01	0,33	248,56
Pompa	P-02	1,00	745,70
Pompa	P-03	0,75	559,27
Pompa	P-04	0,50	372,85
Pompa	P-05	0,08	62,14
Pompa	P-06	0,50	372,85
Pompa	P-07	0,75	559,27
Pompa	P-08	0,75	559,27
Pompa	P-09	0,50	372,85
Pompa	P-10	0,50	372,85
Pompa	P-11	1	745,7
Pompa	P-12	1,5	1.118,55
Pompa	P-13	0,5	372,85
Pompa	P-14	0,75	559,27
Pompa	P-15	0,33	248,56
Pompa	P-16	0,167	124,28
Total		63,54	49.805,51

Power yang dibutuhkan = 49.805,51 Watt = 49,8055 kW

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 5.6 Kebutuhan listrik untuk utilitas

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	Watt
Pompa Utilitas	P-01	60	44.742
	P-02	60	44.742
	P-03	60	44.742
	P-04	0,75	559,27
	P-05	0,75	559,27
	P-06	60	44.742
	P-07	60	44.742
	P-08	60	44.742
	P-09	60	44.742

Tabel 5.6 Kebutuhan listrik untuk utilitas (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	Watt
	P-10	60	44.742
	P-11	60	44.742
	P-12	60	44.742
	P-13	0,05	37,28
	P-14	0,05	37,28
Blower	B-01	20,0	14.914
Kompressor	K-01	7,5	5.592,75
Total		629	469.120

Power yang dibutuhkan = 469.120 Watt = 469,12 kW

Kebutuhan motor penggerak total = 518,17 kW

c. Kebutuhan listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan

listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 129,545 \text{ kW}$$

d. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total

kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 77,727 \text{ kW}$$

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti (AC, computer, dan lain-lain)

diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor

$$P = 77,727 \text{ kW}$$

f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan

15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 77,727 \text{ kW}$$

g. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1.300 Watt

Jumlah rumah = 20 unit

Kebutuhan listrik perumahan = 26.000 Watt

= 26 kW

Total kebutuhan listrik pabrik adalah 906,905 kW, dapat dilihat berdasarkan

tabel dibawah ini :

Tabel 5.7 Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	<i>Power Plant</i>	49,805
2.	Utilitas	469,119
3.	Alat Kontrol	129,545
4.	Penerangan	77,727
5.	Peralatan Kantor	77,727
6.	Bengkel, Laboratorium	77,727
7.	Perumahan	26
Total		906,905

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Dalam pabrik ini udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen instrumen *control* sebagai penggerak alat-alat kontrol di pabrik yang bekerja secara *pneumatis*. Tekanan udara instrumen yang digunakan adalah 7,2 bar. Dalam pabrik *chlorobenzene* ini terdapat sekitar 31 alat control yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sebesar 57,9427 m³/jam. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari *blower*, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi *silica gel*.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 192,8948 L/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Pabrik *chlorobenzene* menghasilkan limbah berupa limbah cair, padat dan gas. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu karena mengandung komponen-komponen yang berbahaya bagi lingkungan agar memenuhi sesuai baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah :

- Limbah cair dari fase berat keluaran dekanter mengandung padatan Natrium Klorida yang terlarut bersama air. Menurut Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup nomor KEP-51/MENLH/10/1995 tentang Baku Mutu Limbah Cair bagi Kegiatan Industri, menyatakan bahwa batas maksimal padatan terlarut dalam air adalah 4000 mg/L untuk limbah cair kelompok II.

Untuk penghilangan padatan terlarut dilakukan dengan proses desalinasi dengan menggunakan alat evaporator yang dilengkapi dengan kondensor untuk penguapan.

- Untuk pengolahan limbah gas berupa gas O₂ dan CO₂ tidak dilakukan *treatment* untuk pengolahan limbahnya sehingga bisa langsung dibuang ke lingkungan. Hal ini dikarenakan kadar gas O₂ dan CO₂ sudah sesuai dengan standar mutu yang ditentukan.
- Keluaran dari *centrifuge* berupa *cake* yang mengandung katalis FeCl₃, *benzene*, *chlorobenzene*, *dichlorobenzene* dan HCl. Menurut Kementerian Lingkungan Hidup, katalis FeCl₃ tergolong dalam kelompok bersifat toksik rendah. Untuk penghilangan padatan terlarut dilakukan dengan proses sedimentasi sehingga padatan akan terpisah dari campuran cairan dan katalis FeCl₃ dapat di regenerasi lagi sebagai bahan baku. Sementara untuk penghilangan limbah cair yang sudah terpisah dengan padatan berupa *chlorobenzene*, *dichlorobenzene* dan HCl dilakukan dengan proses insinerasi (pembakaran) menggunakan *furnace*, karena menurut *U.S Environmental Protection Agency (EPA)* senyawa-senyawa tersebut kelas polutan ini memiliki toksisitas yang tinggi dan berdampak pada makhluk hidup sehingga komponen-komponen tersebut perlu dihilangkan.
- Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan *cahypochloride* sebagai desinfektan.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.8 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari laut menuju <i>screening</i>	Mengalirkan air dari <i>Screener</i> menuju bak ekualisasi	Mengalirkan air dari bak ekualisasi ke RO dan bak penampungan air	Mengalirkan air dari bak penampungan air menuju tangki sanitasi	Mengalirkan air menuju perumahan, dan kantor
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	6.478,29	6.478,29	6.478,29	6,41	6,41
Head Pompa (ft)	25,30	25,30	25,30	17,47	17,47
Ukuran Pipa					
IPS (in)	24	24	24	1,5	1,5
No.Sch	20	20	20	80	80
OD (in)	24	24	24	1,9	1,9
ID (in)	23,25	23,25	23,25	1,5	1,5
Flow Area (in ²)	425	425	425	2,95	2,95
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	20%	20%
Tenaga Pompa (HP)	52,99	52,99	52,99	0,14	0,14
Tenaga Motor (HP)	60	60	60	0,25	0,25
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.8 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak penampungan menuju <i>hot basin</i>	Mengalirkan air dari <i>hot basin</i> ke <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> ke penampungan	Mengalirkan air dari bak penampungan ke <i>kation exchanger</i>	Mengalirkan air dari <i>kation exchanger</i> ke <i>anion exchanger</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	6.363,41	6.363,41	6.363,41	6.363,41	6.363,41
Head Pompa (ft)	24,99	24,99	24,99	24,99	24,99
Ukuran Pipa					
IPS (in)	24	24	24	24	24
No.Sch	20	20	20	20	20
OD (in)	24	24	24	24	24
ID (in)	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
Flow Area (in ²)	425	425	425	425	425
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%	80%
Tenaga Pompa (HP)	51,41	51,41	51,41	51,41	51,41
Tenaga Motor (HP)	60	60	60	60	60
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.8 Spesifikasi alat transportasi cairan utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari <i>anion exchanger</i> ke tangki demin	Mengalirkan air dari tangki demin menuju ke daerator	Mengalirkan komponen NaOH ke keperluan di <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan komponen HCl ke keperluan di <i>kation exchanger</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>			
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas (gpm)	6.363,41	6.363,41	0,126	0,072
Head Pompa (ft)	24,99	24,99	24,89	19,43
Ukuran Pipa				
IPS (in)	24	24	0,13	0,13
No.Sch	20	20	80	80
OD (in)	24	24	0,405	0,405
ID (in)	23,25	23,25	0,215	0,215
Flow Area (in ²)	425	425	0,036	0,036
Efisiensi Pompa	80%	80%	20%	20%
Tenaga Pompa (HP)	51,41	51,41	0,004	0,002
Tenaga Motor (HP)	60	60	0,05	0,05
Jumlah	2	2	2	2

Tabel 5.9 Spesifikasi bak utilitas

Bak	Bak Ekualisasi BU-01	Bak Penampung Air BU-02	Bak Hot Basin BU-03
Fungsi	Menampung air laut untuk kemudian dilakukan injeksi <i>chlorine</i> untuk mencegah pertumbuhan ganggang, dsb.	Menampung air yang keluar dari <i>Reverse Osmosis</i>	Menampung air pendingin yang akan didinginkan di <i>Cooling Water</i>
Jenis	Bak persegi panjang	Bak persegi Panjang	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Spesifikasi			
Panjang (m)	28,90	36,41	18,09
Lebar (m)	14,45	18,20	9,05
Tinggi (m)	14,45	18,20	9,05
Volume (m ³)	6.032,49	12.064,97	14.181,01
Jumlah	1	1	1

Tabel 5.10 Spesifikasi tangki utilitas

Tangki	Tangki Klorinasi	Tangki Sanitasi	Tangki HCl	Tangki NaOH	Tangki <i>Demin Water</i>
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	T-05
Fungsi	Mencampur <i>chlorine</i> dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk perumahan dan kantor	Menampung air bersih untuk keperluan umum	Menyiapkan larutan HCl yg digunakan untuk regenerasi resin pada <i>Kation Exchanger</i>	Menyiapkan larutan NaOH yg digunakan untuk regenerasi resin pada <i>Anion Exchanger</i>	Menampung air bersih hasil <i>ion exchanger</i> untuk keperluan proses dan <i>make-up steam</i>
Jenis	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak	Tangki <i>silinder vertikal</i> dengan atap <i>conical</i> dan <i>flat bottom</i>	Tangki <i>silinder vertikal</i> dengan atap <i>conical</i> dan <i>flat bottom</i>	Silinder tegak
Bahan	<i>Stainless Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	1,67	2,13	5,11	6,35	2,7052
Diameter (m)	1,67	2,13	5,11	6,35	2,7052
Volume (m ³)	3,67	7,56	105,10	201,55	15,54
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.11 Spesifikasi *screener* utilitas

Alat	<i>Screener (SC-01)</i>
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar dari air laut sebelum disaring lebih lanjut
Jenis	<i>Rake Screener</i>
Spesifikasi	
Jumlah air tersaring (kg/jam)	1.256.768,62
Densitas (kg/m ³)	1000
Debit (Q)	0,349
Kecepatan air	1
Luas area filter (m ²)	0,349

Tabel 5.12 Spesifikasi *cooling tower* utilitas

Fungsi	Mendinginkan kembali air pendingin yang digunakan pada alat-alat proses menjadi 30 °C sebelum disirkulasikan lagi
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Spesifikasi	
Panjang (ft)	32,92
Lebar (ft)	32,92
Tinggi (m)	5,718
Jumlah	1

Tabel 5. 13 Spesifikasi *kation exchanger* utilitas

<i>Ion Exchanger</i>	<i>Kation Exchanger (KE-01)</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh <i>kation</i>
Jenis	<i>Down flow cation exchanger</i>
Spesifikasi	
Kecepatan air olahan (gpm)	28,51
Kecepatan aliran air (gpm/ft ²)	5
Diameter (ft)	2,69
Tinggi (ft)	4,04
Luas (ft ²)	5,70
Volume (ft ³)	1.372,75
Jumlah	1

Tabel 5. 14 Spesifikasi *anion exchanger* utilitas

<i>Ion Exchanger</i>	<i>Anion Exchanger (AE-01)</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh <i>anion</i>
Jenis	<i>Strongly basic anion exchanger</i>
Spesifikasi	
Kecepatan air olahan (gpm)	28,51
Kecepatan aliran air (gpm/ft ²)	7
Diameter (ft)	2,28

Tabel 5.14 Spesifikasi *anion exchanger* utilitas (Lanjutan)

<i>Ion Exchanger</i>	<i>Anion Exchanger (AE-01)</i>
Tinggi (ft)	3,42
Luas (ft ²)	4,07
Volume (ft ³)	2.747,92
Jumlah	1

Tabel 5.15 Spesifikasi *reverse osmosis* utilitas

	<i>Reverse Osmosis (SW)</i>	<i>Reverse Osmosis (BW)</i>
Fungsi	Menyaring molekul besar dan ion-ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan	Menyaring molekul besar dan ion-ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan
Jenis	<i>Spiral wound dengan flow channel 90 mil</i>	
Bahan	<i>Stainless steel</i>	
Housing	<i>Composite</i>	
Kondisi Operasi	30 °C, 50 atm	30 °C, 20 atm
Permeate volumetris (L/jam)	678.655,05	542.924,04
Number of membran elements	6	6
Number of housing	20	8
Area per pressure vessel (m ²)	2.262,18	1.939,01

Tabel 5.16 Spesifikasi deaerator utilitas

Fungsi	Menghilangkan gas – gas seperti CO ₂ dan O ₂ yang terlarut dalam air umpan <i>boiler</i> untuk mengurangi terjadinya korosi
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	6.475,09
Diameter (m)	3,44
Tinggi (m)	3,44
Volume (m ³)	46,62
Jumlah	1

Tabel 5.17 Spesifikasi *blower cooling tower*

Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	98.094,85
Efisiensi	0,86
Power (Hp)	20
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan dari segi ekonomi, maka diperlukan evaluasi ekonominya.. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga tersebut dipakai sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas.

Untuk itu pada perancangan pabrik *chlorobenzene* ini. Ada beberapa fakto-faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent return on invesment (ROI)*

- b. *Pay out time (POT)*
- c. *Break event point (BEP)*
- d. *Shut down point (SDP)*
- e. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

Kondisi ekonomi merupakan faktor yang menentukan harga alat sehingga setiap tahun mengalami perubahan yang signifikan. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut *CEP indeks* atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1994-2015

1	1994	368,1
2	1995	381,1
3	1996	381,7
4	1997	386,5
5	1998	389,5
6	1999	390,6
7	2000	394,1
8	2001	394,3
9	2002	395,6
10	2003	402
11	2004	444,2
12	2005	468,2
13	2006	499,6
14	2007	525,4
15	2008	575,4
16	2009	521,9
17	2010	550,8
18	2011	585,7
19	2012	584,6
20	2013	567,3
21	2014	576,1
22	2015	556,8

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

Dimana :

E_x : Harga pembelian pada tahun 2026

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi

N_x : *Index* harga pada tahun 2026

N_y : *Index* harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh (Peters dan Timmerhaus tahun 2003) seta data yang sudah diperoleh dari www.matche.com/equipcost . Berdasarkan data nilai *CEP indeks* yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode *regresi linear* untuk mengetahui nilai *CEP indeks* pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai *CEP indeks* pada tahun referensi 2014 adalah 576,1. Sementara nilai *CEP indeks* pada tahun pembelian yaitu tahun 2026 adalah 686,91. Berdasarkan nilai *CEP indeks* tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6.2 Harga alat proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2026	2014	2026
1	Tangki C ₆ H ₆	T-01	1	576,10	686,91	438.000,00	522.243,65
2	Tangki Cl ₂	T-02	1	576,10	686,91	408.300,00	486.831,24
3	Silo FeCl ₃	S-01	1	576,10	686,91	8.600,00	10.254,10
4	Silo NaOH	S-02	1	576,10	686,91	84.100,00	100.275,55
5	Tangki Penyimpanan	T-03	1	576,10	686,91	650.600,00	775.734,51
6	Tangki Penyimpanan	T-04	1	576,10	686,91	393.300,00	468.946,18
7	Tangki Penyimpanan	T-05	1	576,10	686,91	206.100,00	245.740,68
8	Mixer FeCl ₃ dan C ₆ H ₆	M-01	1	576,10	686,91	856.500,00	1.021.236,72
9	Mixer NaOH	M-02	1	576,10	686,91	267.000,00	318.354,00
10	Reaktor Klorinasi	R-01	1	576,10	686,91	138.900,00	165.615,62
11	<i>Hidrocyclone</i>	CY-01	1	576,10	686,91	16.100,00	19.196,63
12	Separator	SP-01	1	576,10	686,91	189.800,00	226.305,58
13	Absorber	AB-01	1	576,10	686,91	210.000,00	250.390,79
14	<i>Centrifuge</i>	CF-01	1	576,10	686,91	29.200,00	34.816,24
15	<i>Neutralizer</i>	N-01	1	576,10	686,91	210.900,00	251.463,89
16	Decanter	D-01	1	576,10	686,91	156.200,00	186.243,05
17	Menara Distilasi	MD-01	1	576,10	686,91	247.500,00	295.103,43
18	<i>Condensor</i>	CD-01	1	576,10	686,91	68.300,00	81.436,62
19	Reboiler	RB-01	1	576,10	686,91	3.500,00	4.173,18
20	Akumulator	ACC-01	1	576,10	686,91	5.300,00	6.319,39
21	Menara Distilasi	MD-02	1	576,10	686,91	140.100,00	167.046,43
22	Condensor	CD-02	1	576,10	686,91	52.500,00	62.597,70
23	Reboiler	RB-02	1	576,10	686,91	3.500,00	4.173,18
24	Akumulator	ACC-02	1	576,10	686,91	4.900,00	5.842,45
25	<i>Expansion Valve</i>	EXV-01	1	576,10	686,91	46,00	54,85
26	<i>Compressor</i>	K-01	1	576,10	686,91	300,00	357,70
27	<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	576,10	686,91	11.000,00	13.115,71
28	<i>Bucket Elevator</i>	BE-02	1	576,10	686,91	11.000,00	13.115,71
29	<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	1	576,10	686,91	3.800,00	4.530,88
30	<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	1	576,10	686,91	3.800,00	4.530,88
31	<i>Screw Conveyor</i>	SC-03	1	576,10	686,91	3.800,00	4.530,88
32	<i>Heater</i>	H-01	1	576,10	686,91	2.400,00	2.861,61
33	<i>Heater</i>	H-02	1	576,10	686,91	2.400,00	2.861,61
34	<i>Heater</i>	H-03	1	576,10	686,91	2.000,00	2.384,67
35	<i>Heater</i>	H-04	1	576,10	686,91	3.000,00	3.577,01

Tabel 6.2 Harga alat proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2026	2014	2026
36	Cooler	CL-01	1	576,10	686,91	55.000,00	65.578,54
37	Cooler	CL-02	1	576,10	686,91	160.000,00	190.773,94
38	Cooler	CL-03	1	576,10	686,91	40.000,00	47.693,48
39	Cooler	CL-04	1	576,10	686,91	700,00	834,64
40	Cooler	CL-05	1	576,10	686,91	4.700,00	5.603,98
41	Cooler	CL-06	1	576,10	686,91	4.700,00	5.603,98
42	Pompa	P-01	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
43	Pompa	P-02	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
44	Pompa	P-03	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
45	Pompa	P-04	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
46	Pompa	P-05	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
47	Pompa	P-06	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
48	Pompa	P-07	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
49	Pompa	P-08	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
50	Pompa	P-09	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
51	Pompa	P-10	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
52	Pompa	P-11	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
53	Pompa	P-12	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
54	Pompa	P-13	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
55	Pompa	P-14	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
56	Pompa	P-15	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
57	Pompa	P-16	2	576,10	686,91	7.000,00	16.692,72
TOTAL							\$6.345.434,40

Tabel 6. 3 Harga alat utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2026	2014	2026
1	Blower	BL-01	1	576,10	686,91	29.500,00	35.173,94
2	<i>Screener</i>	FU-01	2	576,10	686,91	17.500,00	41.731,80
3	<i>Boiler</i>	BO-01	1	576,10	686,91	178.000,00	212.236,00
4	Bak ekualisasi	BU-01	1	576,10	686,91	19.475,00	23.220,76
5	<i>Reverse Osmosis (SW)</i>	RO-01	1	576,10	686,91	25.000,00	29.808,43
6	<i>Reverse Osmosis (BW)</i>	RO-02	1	576,10	686,91	25.000,00	29.808,43
7	Bak Penampungan Air	BU-02	1	576,10	686,91	30.000,00	35.770,11
8	Tangki Sanitasi	TU-01	1	576,10	686,91	95.300,00	113.629,73
9	Tangki Hot Basin	TU-02	1	576,10	686,91	150.800,00	179.804,43
10	<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	576,10	686,91	180.500,00	215.216,85
11	<i>Ion Exchanger (Kation)</i>	KE-01	1	576,10	686,91	200.500,00	239.063,59
12	<i>Ion Exchanger (Anion)</i>	AE-01	1	576,10	686,91	200.500,00	239.063,59
13	Tangki NaOH	TU-03	1	576,10	686,91	40.000,00	47.693,48
14	Tangki HCl	TU-04	1	576,10	686,91	20.200,00	24.085,21
15	Tangki Demin Water	TU-05	1	576,10	686,91	12.500,00	14.904,21
16	Daerator	DE-01	1	576,10	686,91	20.500,00	24.442,91
17	Tangki Kaporit	TU-06	1	576,10	686,91	9.400,00	11.207,97
18	Tangki Klorinasi	TU-07	1	576,10	686,91	7.000,00	8.346,36
19	Generator	GE-01	1	576,10	686,91	100.000,00	119.233,71
20	Pompa 01	PU-01	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
25	Pompa 02	PU-02	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
31	Pompa 03	PU-03	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
36	Pompa 04	PU-04	2	576,10	686,91	6.700,00	15.977,32
37	Pompa 05	PU-05	2	576,10	686,91	6.700,00	15.977,32
38	Pompa 06	PU-06	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
40	Pompa 07	PU-07	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
42	Pompa 08	PU-08	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
44	Pompa 09	PU-09	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
46	Pompa 10	PU-10	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
48	Pompa 11	PU-11	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
50	Pompa 12	PU-12	2	576,10	686,91	70.550,00	168.238,76
52	Pompa 13	PU-13	2	576,10	686,91	1.500,00	3.577,01
53	Pompa 14	PU-14	2	576,10	686,91	1.500,00	3.577,01
TOTAL							\$3.365.938

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 40.000 Ton / Tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja
Umur alat	: 10 Tahun
Kurs mata uang	: 1 \$ = Rp 14.860 (Per 1 Agustus 2022)
Tahun pabrik didirikan	: 2026
UMR Kota Cilegon	: Rp 5.373.976,32 (tahun 2027)

6.3 Komponen Biaya

1. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah total biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 6.4 *Physical plant cost (PPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	144.310.990.957	9.711.372
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	36.077.747.739	2.427.843
3	<i>Instalasi cost</i>	28.024.042.028	1.885.871
4	Pemipaan	84.760.630.001	5.703.945
5	Instrumentasi	36.912.731.521	2.484.033
6	Insulasi	6.227.741.138	419.094
7	Listrik	14.431.099.096	971.137
8	Bangunan	71.343.000.000	4.801.009
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	60.250.000.000	4.054.509
Total		482.337.982.480	32.458.814

Tabel 6.5 *Direct plant cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	482.337.982.480	32.458.814
2	<i>Engineering and Construction</i>	96.467.596.496	6.491.763
Total		578.805.578.976	38.950.577

Tabel 6.6 *Fixed capital investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	578.805.578.976	38.950.577
2	<i>Cotractor's fee</i>	23.152.223.159	1.558.023
3	<i>Contingency</i>	57.880.557.898	3.895.058
Total		659.838.360.033	44.403.658

b. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor.. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- Investasi yang cepat kembali
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai , aman , dan lain-lain.

Tabel 6.7 *Working capital investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	196.676.719.813	13.235.311
2	<i>Inproses Onventory</i>	415.276.564.444	27.945.933
3	<i>Product Inventory</i>	302.019.319.596	20.324.315
4	<i>Extended Credit</i>	387.751.603.013	26.093.648
5	<i>Available Cash</i>	302.019.319.596	20.324.315
Total		1.603.743.526.461	107.923.521

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk, *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain :

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6.8 *Direct manufacturing cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	2.163.443.917.945	145.588.420
2	<i>Labor</i>	22.506.000.000	1.514.536
3	<i>Supervision</i>	2.250.600.000	151.454
4	<i>Maintenance</i>	98.975.754.005	6.660.549
5	<i>Plant Supplies</i>	14.846.363.101	999.082
6	<i>Royalty and Patents</i>	85.305.352.663	5.740.602
7	<i>Utilities</i>	618.962.659.377	41.652.938
Total		3.006.290.647.090	202.307.581

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6.9 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.375.900.000	227.180
2	<i>Laboratory</i>	2.250.600.000	151.454
3	<i>Plant Overhead</i>	11.253.000.000	757.268
4	<i>Packaging and Shipping</i>	213.263.381.657	14.351.506
Total		230.142.881.657	15.487.408

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6.10 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	65.983.836.003	202.307.581
2	<i>Propertu taxes</i>	13.196.767.201	15.487.408
3	<i>Insurance</i>	6.598.383.600	5.772.476
Total		85.778.986.804	223.567.464

Tabel 6.11 *Total manufacturing cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	3.006.290.647.090	202.307.581
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	230.142.881.657	15.487.408
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	85.778.986.804	5.772.476
Total		3.322.212.515.551	223.567.464

3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6.12 *General expense* (GE)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	85.305.352.663	5.740.602
2	<i>Sales Expense</i>	213.263.381.657	14.351.506
3	<i>Research</i>	170.610.705.326	11.481.205
4	<i>Finance</i>	45.271.637.730	3.046.544
Total		514.451.077.376	34.619.857

Tabel 6.13 *Total production cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	3.322.212.515.551	223.567.464
2	<i>General Expenses(GE)</i>	514.451.077.376	34.619.857
Total		3.836.663.592.927	258.187.321

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 4.265.267.633.143

Total Production cost : Rp 3.836.663.592.926

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi
Rp 428.604.040.216

2. Keuntungan Sesudah Pajak (Pajak 22% : Menurut Perpu No 1 Tahun 2020)

Pajak 22% dari keuntungan : 22% x Rp 428.604.040.216

Rp 94.292.888.847

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak

Rp 334.311.151.368

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain

1. *Return on Investment (ROI)*

Return On Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.2)$$

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik *chlorobenzene* tergolong pabrik dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955).

$$ROI\ b = 64,96\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 50,67\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresant}} \quad (6.3)$$

a. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

$$POT \text{ b} = 1,33 \text{ tahun}$$

b. POT setelah pajak (POTa)

$$POT \text{ a} = 1,65 \text{ tahun}$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Break even point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 40-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum *Annual*

Tabel 6.14 Annual fixed manufacturing cost (Fa)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depresiasi</i>	65.983.836.003	4.440.366
2	<i>Property Taxes</i>	13.196.767.201	888.073
3	<i>Asuransi</i>	6.598.383.600	444.037
Total		85.778.986.804	5.772.476

Tabel 6.15 Annual regulated expenses (Ra)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Gaji Karyawan</i>	22.506.000.000	1.514.536
2	<i>Payroll Overhead</i>	3.375.900.000	227.180
3	<i>Supervision</i>	2.250.600.000	151.454
4	<i>Plant Overhead</i>	11.253.000.000	757.268
5	<i>Laboratorium</i>	2.250.600.000	151.454
6	<i>General Expense</i>	514.451.077.376	34.619.857
7	<i>Maintenance</i>	98.975.754.005	6.660.549
8	<i>Plant Supplies</i>	14.846.363.101	999.082
Total		669.909.294.481	45.081.379

Tabel 6.16 Annual variable value (Va)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	2.163.443.917.945	145.588.420
2	<i>Packaging</i>	170.610.705.326	11.481.205
3	<i>Shipping</i>	42.652.676.331	2.870.301
4	<i>Utilities</i>	618.962.659.377	41.652.938
5	<i>Royalty & Patent</i>	85.305.352.663	5.740.602
Total		3.080.975.311.641	207.333.466

Tabel 6.17 Annual sales value (Sa)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	4.265.267.633.143	287.030.123
Total		4.265.267.633.143	287.030.123

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka

didapatkan nilai BEP sebesar :

BEP = 40,09 %

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\%. \quad (6.5)$$

Didapatkan SDP = 28,09%

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow rate of return adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

$$\frac{(WC+FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i)^1) \frac{WC+SV}{CV} \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut

FCI = Rp 659.838.360.033

WCI = Rp 1.603.743.526.461

SV = Rp 65.983.836.003

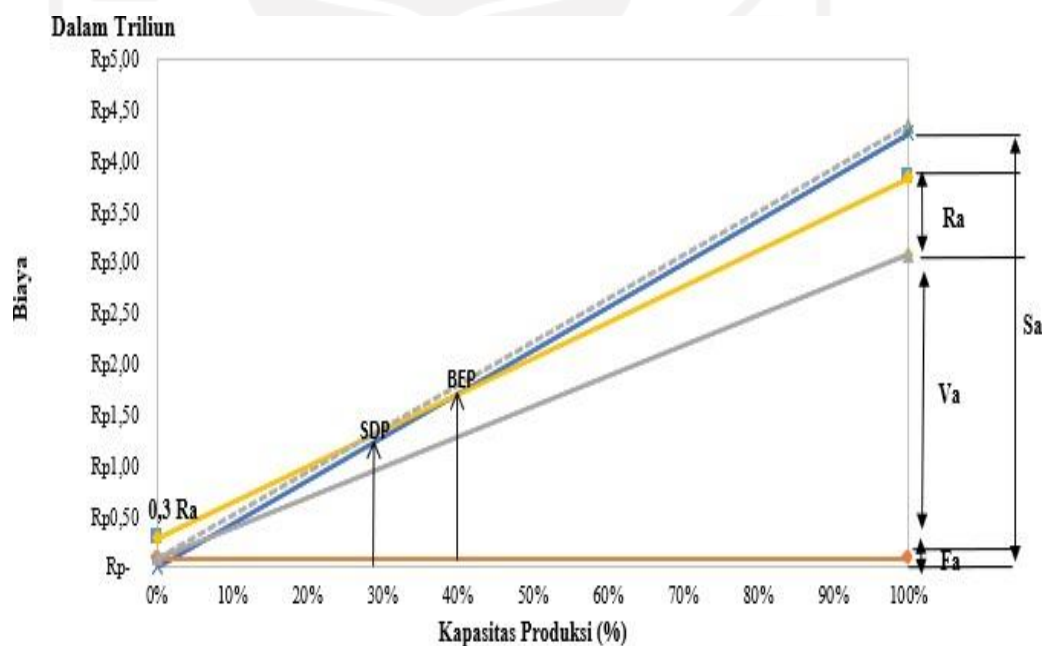
n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai

DCFR adalah :

DCFR = 20,33%

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 1 Grafik evaluasi ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik *chlorobenzene* melalui proses klorinasi dengan kapasitas 40.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik *chlorobenzene* merupakan pabrik yang tergolong resiko tinggi (*high risk*) disebabkan karena beberapa bahan yang digunakan bersifat *hazardous* dan proses operasi yang perlu di *control* dengan baik.
2. Pabrik *chlorobenzene* berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah Tanjung Gerem, Kelurahan Gerem, Kecamatan Gerogol, Kota Cilegon, Banten dengan luas tanah keseluruhan 30.125 m² dan jumlah karyawan 178 orang.
3. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

a. Return On Investment (ROI)

- ROI sebelum pajak = 64,96%

- ROI setelah pajak = 50,67%

Syarat ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi (*high risk*) adalah 44%

b. Pay Out Time (POT)

- POT sebelum pajak = 1,33 tahun

- POT setelah pajak = 1,65 tahun

Syarat POT minimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi adalah 2 tahun

c. *Break Event Point (BEP)* = 40,09%

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%

d. *Shut Down Point (SDP)* = 28,09%

Nilai SDP pada umumnya berkisar lebih dari 20%

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* = 20,33%

Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank.

Dengan pertimbangan hasil diatas, maka pabrik *chlorobenzene* dari *benzene* dan *chlorine* dengan kapasitas 40.000 ton/tahun layak dari aspek teknis dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

Dalam perncangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan produk *chlorobenzene* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri di masa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Airgas. (2022). *Safety Data Sheet*. <https://www.airgas.com/msds/001015.pdf>.
Diakses pada tanggal 9 September 2022 pukul 10:38 WIB.
- Alibaba. (2020). *Price of Chlorobenzene*. <http://www.alibaba.com/>. Diakses Pada
Tanggal 7 Agustus 2022 Pukul 13:40 WIB.
- Aries, R. S. and Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*.
McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Ashish Mishra. (2006). *Simulation of Chlorobenzene Plant in Aspen
Plus*. Deenbandhu Chhotu Ram University : India
- Badan Pusat Statistik. (2021). <https://www.bps.go.id/>. Diakses Pada Tanggal 8
Februari 2022 Pukul 20.00 WIB.
- Britannica. (2022). *Chlorobenzene*. <https://www.britannica.com>. Diakses pada
tanggal 9 September 2022 pukul 20:20 WIB
- Bodman, S. W. (1968). *The Industrial Practice of Chemical Process Engineering*.
Massachusetts Institute of Technology. London, England
- Brown, G G. (1977). *Unit Operarions*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc.
New York.
- Chemieorganic chemical. (2022). *Monochlorobenzene*. Diakses pada tanggal 8
Februari 2022 pukul 14:37 WIB
- Coulson, J. M and Richardson, J.F. (1989). *An introduction to chemical
Engineering*. Pergamon Press :Oxford.

- Faith, W.L., Keyes, D. B., & Clark, R. L. (1957). *Industrial Chemical*. John Wiley and Sons.
- Fessenden, R.J and Fessenden. (1983). *Kimia Organik jilid 2*. Jakarta : Erlangga.
- Geankoplis, C J (1993). *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey
- Holleman, A.F and Wiberg,E. (2001). *Inorganic Chemistry*. San Diego : Academic Press.
- Kern, D.Q. (1983.). *Process Heat Transfer*.Mc GrawHill Book Co.Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D. (2007). *Concise Encyclopedia of Chemical Technology, 2 Volume Set, 5th edition*. In Wiley. Hoboken, N.J : Wiley-Interscience.
- Kunni, Daizo, & Levenspiel, Octave. (1991). *Fluidization Engineering*. United State of America : Butterworth-Heinenmann.
- Kureha. (2022). *Organic Chemical*. <https://www.kureha.co.jp/en/about/>. Diakses pada tanggal 8 Februari 2022 pukul 14:37 WIB
- Lanxess. (2022). *Product and Solutions*. <https://lanxess.com/en/Products-andSolutions/Products/c/Chlorobenzene>. Diakses pada tanggal 8 Februari 2022 pukul 2022 pukul 14:37 WIB
- Loeser, R. W., Brunswick, N., & SchmidtJohn H. (1954). *Manufacture Of Halogenated Aromatic Hydrocarbons*. United States Patent Office Application February 7, 1954, Serial No. 410,961.
- Mc. Ketta, John.(1983). *Encyclopedia Chemical Process and Design*”, Marchell Dekker Inc., New York.
- Motupally, S., Mah, D. T., Freire, F. J., & Weidner, J. W. (1998). *Recycling*

chlorine from hydrogen chloride: A new and economical electrolytic process. *Electrochemical Society Interface*, 7(3), 32–36.

OLX. (2022). *Harga Tanah & Bangunan*. <http://olx.co.id/>. Diakses pada tanggal 7 Agustus 2022 pukul 10:35 WIB.

PCC. (2022). *Chlorobenzene (MCB)*. <https://www.products.pcc.eu>. Diakses pada tanggal 24 Agustus 2022 pukul 15:43 WIB.

Prahl, H. W., Jay P. Eggert, S., Sol J. Lederman, K., & Eric H. Scremin. (1961). *Distillation In Raschig-Phenol Process. United States Patent Office Filed Aug. 25, 1961, Ser. No. 133,924*, 260–629.

Smartlab. (2022). *MSDS*. <http://smartlab.co.id/assets>. Diakses pada tanggal 5 Agustus 2022 pukul 12:56 WIB

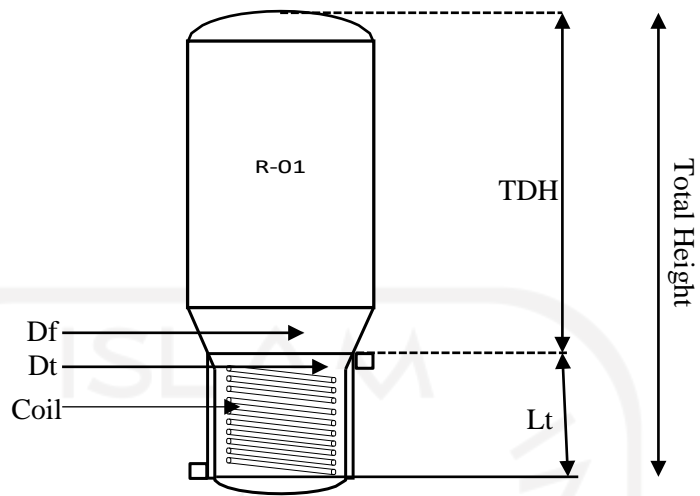
Ullman. (2011). *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. John Wiley and Sons, Inc. New York.

U.S. Environmental Protection Agency. (1994). *Locating And Estimating Air Emissions From Source Of Chlorobenzene*. Research Triangle Park, North Carolina 27711.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks.



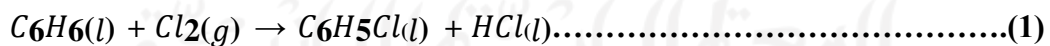
LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR-01



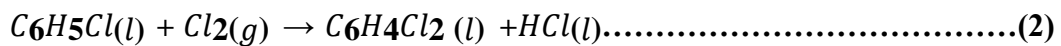
- Kode : R-01
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *benzene* dan *chlorine* dengan katalis FeCl_3
- Kondisi Operasi : 70 °C, 2,4 atm
- Kondisi Proses : Isothermal, Eksotermis, *Steady State*
- Fase : Cair-Gas-Padat

Syarat terjadinya fluidisasi adalah ketika kecepatan gas masuk (U_0) lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasinya (umf) (Levenspiel, 1991).

Reaksi 1 :



Reaksi 2 :



Konversi 1 : 38%

Konversi 2 : 75%

Persamaan laju reaksi dapat ditulis sebagai berikut :

$$-\frac{dx_A}{dt} = k_1 \cdot x_A$$

$$\frac{dx_B}{dt} = k_1 \cdot x_A - k_2 \cdot x_B$$

Keterangan (Menurut Bodman, 1968) :

x_A = fraksi mol *benzene*

x_B = fraksi mol *chlorobenzene*

k_1 = konstanta laju reaksi 1 (pada 70°C) = 1,55 hr^{-1}

k_2 = konstanta laju reaksi 2 (pada 70°C) = 0,45 hr^{-1} (Reaksi Lambat)

1. Menghitung Densitas dan Viskositas

a. Menghitung kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase cair

Komponen	BM (kg/kmol)	Flow (kg/jam)	Flow (kmol/jam)	ρ_l (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C ₆ H ₆	78	12198,644	156,392	826,676	14,756
C ₇ H ₈	92	123,218	1,339	821,589	0,149
FeCl ₃	162,5	121,986	0,750	2961,089	0,041
Jumlah		12443,849	158,482	4609,355	14,947

b. Menghitung densitas gas (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{BM_{camp} \times P}{R \times T}$$

Keterangan :

P = 1 atm

R = 82,06 L.atm/kmol. K

T = 343 °K

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xi	BM	BM.Xi	Fv Gas (m ³ /jam)
Cl ₂	11659,089	164,212	0,984	71	69,861	4650,383
CO ₂	117,768	2,676	0,016	44	0,705	2,507
Total	11776,857	166,889	1	115	70,566	4652,890

$$\rho_g = 0,002507124 \text{ kg/L}$$

$$= 2,507124325 \text{ kg/m}^3$$

$$0,156514757 \text{ lb/ft}^3$$

c. Menghitung Viskositas Campuran Cairan

Komponen	BM	Flow (kg/jam)	Fraksi Massa (%)	μ_l (Cp)	μ (Cp)
C ₆ H ₆	71	12198,644	98%	0,34464	0,33785
C ₇ H ₈	92	123,218	1%	0,35515	0,00352
FeCl ₃	162,5	121,986	1%	26,46817	0,25947
Total		12321,863	100%	27,16797	0,60083

d. Menghitung Viskositas Campuran Gas

Komponen	BM	Flow (kg/jam)	Fraksi Massa (%)	μ_g (Cp)	μ (Cp)
Cl ₂	71	11659,08906	99%	0,01534	0,01519
CO ₂	44	117,7685764	1%	0,01705	0,00017
Total		11776,85764	100%	0,03239	0,01536

2. Menghitung Diffusivitas Gas

a. Menghitung Diffusivitas Gas

$$DAL = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\theta_L \cdot Mb)^{0.5} (T)}{\mu_L \cdot V_A^{0.6}} \quad (\text{Coulson 1983, hal : 332})$$

Dimana,

Faktor Asosiasi (θ_L) = 1

Berat Molekul (Mb) C₆H₆ = 78 kg/kmol

Viskositas cairan (μ_L) = 0,00491 cp

Suhu Operasi (T) = 343 K

Volume molekular Cl₂ (VA) = 48,4 Dari Tabel (Coulson 1983, hal : 333)

$$D_{AL} = 0,000657 \text{ m}^2/\text{detik}$$

- b. Menghitung Koefisitas Transfer massa fase cair

The mass transfer coefficient for the liquid phase is given by calderbank (14.3

6-3)

$$K_L = 0,42 \sqrt[3]{\frac{\mu_L g}{\rho_L}} \sqrt{\frac{\rho_L D_{AL}}{\mu_L}}$$

$$K_L = 0,0450 \text{ m/s}$$

3. Menentukan Kecepatan Fluidisasi Minimum Untuk Gas-Padat

$$U_{mf} = \left[\frac{d_p x (\rho_s - \rho_g) x g}{24,5 x \rho_g} \right]^{1/2}$$

$$U_{mf} = 0,069342 \text{ m/s}$$

Untuk reaktor *fluidized bed* dengan *cyclone* dipasang di luar termasuk dalam desain reaktor *turbulent bed eksternal cyclone* maka

$$U_0 < 20 U_{mf} \quad (\text{Perry, 17-5 Fig 17-7})$$

Diambil nilai $U_0 = 5 \text{ m/s}$ maka,

$$U_0 = 5 \times u_{mf}$$

$$= 0,346711 \text{ m/s}$$

- a. Menghitung Luas Permukaan

$$A = \frac{Q}{U_0}$$

$$A = 3,73 \text{ m}^2$$

- b. Menghitung Diameter zona reaksi

$$Dt = \left[\frac{4xA}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$Dt = 2,17858 \text{ m}$$

Syarat terjadinya fluidisasi adalah ketika kecepatan gas masuk (U_0) lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasinya (umf) (Levenspiel, 1991)

4. Menghitung Kecepatan Fluida Superfisial

Untuk campuran homogen gas dan cair, dianggap akan ada homogen campuran gas dalam cairan pada sistem gas-cair-padat, maka kecepatan fluida superfisial

$$u_{sh} = u_{sl} + u_{sg}$$

$$\begin{aligned} U_{sl} &= Q_l/A_{bed} \\ &= 0,0011 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{sg} &= Q_g/A_{bed} \\ &= 0,3467 \text{ m/s} \end{aligned}$$

maka kecepatan fluida *superfisial* homogen

$$u_{sh} = 0,34781127 \text{ m/s}$$

5. Menentukan Kecepatan Fluidisasi Minimum Untuk Gas-Solid-Liquid

Dalam sistem cair-padat, kecepatan fluidisasi minimum akan lebih tinggi jika fase gas tidak dipertimbangkan dalam sistem tiga fase yaitu gas-cair-padat untuk menghitung kecepatan fluidisasi minimum untuk tiga fase, maka perlu menghitung kecepatan fluidisasi minimum fase cair-padat

a. Menghitung *Archimedes Number* :

$$Ar_1 = \frac{\rho_l(\rho_s - \rho_l)gd_p^3}{\mu_l^2}$$

$$Ar = 6,1668$$

b. Menghitung Kecepatan Fluidisasi minimum untuk cair-padat :

$$u_{l-s,mf} = \frac{u_l}{\rho_l d_p} [(31,6^2 + 0,025Ar)^2 - 31,6]$$

$$u_{l-s,mf} = 1,3439 \text{ m/s}$$

c. Menghitung Kecepatan Fluidisasi minimum untuk tiga fase

$$\frac{U_{g-l-s,mf}}{U_{l-s,mf}} = 1 - \frac{376 u_{sl} g^{0,327} \mu_l^{0,227} d_p^{0,213}}{(\rho_s - \rho_l)^{0,423}} \quad (\text{Begovich, 1978})$$

$$U_{g-l-s,mf} = 0,9329 \text{ m/s}$$

6. Menghitung Kecepatan Terminal

a. Gas Holdup

$$\alpha_g = \frac{3,464 \times 10^{-9} u_{sl}^{-0,66} (\varphi_s d_p)^{0,50} \rho_s^{2,30}}{1 + 1,74 \left[\frac{u_{sl}}{u_{sl} + u_{sg}} \right]^{3,74} L_{0,43} (\rho_l - \rho_g) u_{l,0,08 d_{bed}}} \quad (\text{Begovich, 1978})$$

$$\alpha_g = 0,3952 \text{ m/s}$$

b. Menghitung Bilangan Reynolds

Dimana bilangan Reynolds untuk aliran homogen berdasarkan kecepatan terminal, didefinisikan sebagai :

$$Re_{lmf} = \frac{\rho_l d_p U_{lmf}}{\mu_l}$$

$$Re = 967$$

c. Menghitung faktor friksi fase padat

Faktor gesekan fase padat, dapat dihitung dari korelasi yang dikembangkan oleh Rowe (1961) untuk aliran tiga fase sebagai berikut :

$$f_s = \frac{24}{Re_\alpha} (1 + 0,15 Re_\alpha^{0,687}) \quad (\text{Rowe, 1961})$$

$$f_s = 0,7829$$

d. Menghitung Kecepatan Terminal

$$u_t = \left[\frac{4}{3} \varphi_s d_p \frac{g}{f_s} \left\{ \frac{\rho_s}{(1-\alpha_g)\rho_l} - 1 \right\} \right]^{1/2} \quad (\text{Begovich, 1978})$$

$$U_t = 0,1450 \text{ m/s}$$

Untuk menghindari terikutnya partikel keluar dari reaktor maka kecepatan gas fluidisasi harus dijaga antara kecepatan minimum fluidisasi (U_{mf}) dan kecepatan terminal (U_t).

$$u_{mf} = 0,069342 \text{ m/s}$$

$$u_{mf} \ll u_t \text{ (sudah sesuai)}$$

7. Menentukan TDH

Diketahui :

$$U_0 = 0,316 \text{ m/s}$$

$$dt = 2,187 \text{ m}$$

Dari fig. 5, diperoleh harga (TDH/dt) = 1,05

maka,

$$\text{TDH} = 1,05 \times dt$$

$$= 2,28 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka TDH

$$\text{TDH} = 2,74 \text{ m}$$

8. Menghitung Tebal Shell

$$t_s = \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6P)} + C$$

Bahan untuk Reaktor yaitu *Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316* data-datanya diperoleh sebagai berikut:

$$\text{Allowable stress}(f) = 18750 \text{ psi}$$

sambungan yang dipilih = *double welded butt joint*

$$\text{effisiensi sambungan (E)} = 0,8$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125$$

$$\text{jari-jari reaktor (r)} = 1,093 \text{ m}$$

$$= 43,06 \text{ in}$$

$$P \text{ design reaktor} = 35,27 \text{ psi}$$

$$\text{maka, } T_s = 0,226 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 brownell 1959 hal 89 tebal shell standar yaitu:

$$t_s \text{ standar} = 0,25 \text{ in (1/4)}$$

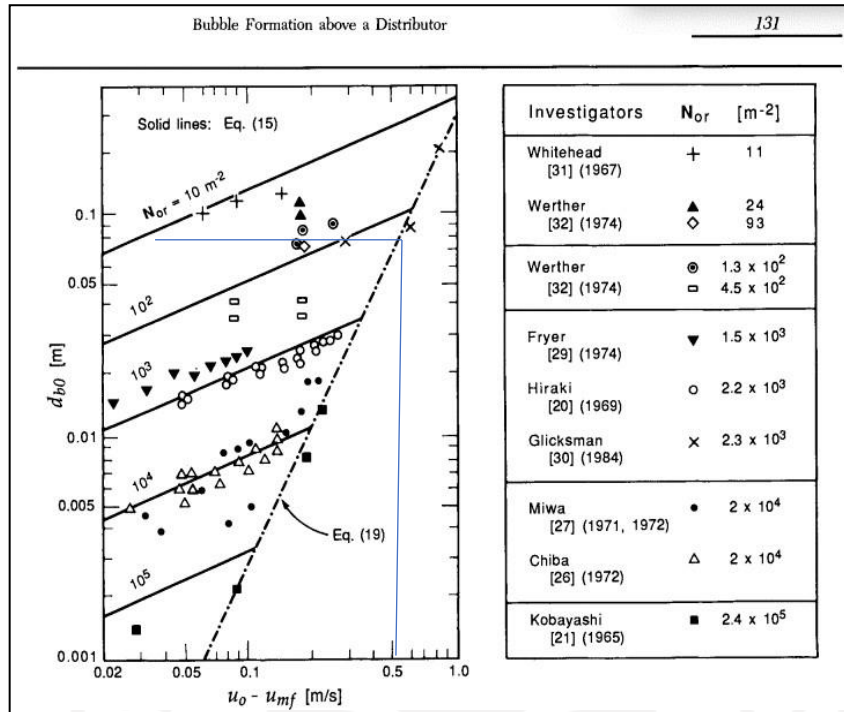
Berdasarkan pertimbangan pemilihan jenis head, dipilih jenis *Torispherical Flanged & Dished Head* karena tekanan operasi berada pada range untuk jenis head ini range jenis ini 15-200 psig (Brownell&Young, hal 88)

9. Menentukan Tinggi Zona Reaksi

(Levenspiel, 1972:518)

$$\text{Ln} \frac{C_{A0}}{C_A} = \left[\gamma b \cdot k + \frac{1}{K_{bc} + \frac{1}{\gamma c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma e \cdot k}}}} \right] \cdot \frac{L_t}{U_b}$$

a. $U_b = U_o - U_{mf} + U_{br}$ (Levenspiel, 1972:521)



$$d_p = 0,0003 \text{ m}$$

$$\rho_s = 2900 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 2,51 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l = 826,68 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,80 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_s - \rho_g - \rho_l = 2070,82 \text{ kg/m}^3$$

Karena laju aliran gas rendah, maka ukuran gelembung dapat dicari dengan rumus berikut :

Jumlah lubang per unit area distributor (N_{or})

Asumsi $N_{or} = 100 \text{ m}^2$

$$d_{b0} = \frac{1.30}{g^{0.2}} \left[\frac{u_0 - u_{mf}}{N_{or}} \right]^{0.4}, \quad d_{b0} \leq l_{or}, \text{ [cm]}$$

(Kunni, equation 15 hal 130)

$$d_{b0} = 0,0781 \text{ m}$$

jika l_{or} adalah jarak lubang yang berdekatan, maka :

$$N_{or} = \frac{1}{l_{or}^2} \quad \text{for a square array of holes}$$

(Kunii, equation 16 hal 130)

$$l_{or} = 0,1 \text{ m}$$

$db_0 < l_{or}$, maka dari data diatas, dicari nilai db_{max}

$$\begin{aligned} db_{max} &= 179,741 \times dp \\ &= 0,0539 \text{ m} \end{aligned}$$

Kecepatan naik gelembung sehubungan dengan fase emulsi :

$$U_{br} = 0,711 \cdot (g \cdot db)^{1/2}$$

$$U_{br} = 0,5168 \text{ m/s}$$

Kecepatan gelembung naik :

$$U_b = 0,7942 \text{ m/s}$$

b. Fraksi gelembung dalam terfluidisasi

$$\delta = (U_o - U_{mf}) / U_b \quad (\text{Kunii : 133})$$

$$\delta = 0,3492 \text{ m/s}$$

$$\gamma_b = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta) \cdot 0,015}{\delta}$$

c. Rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung dan volume gelembung

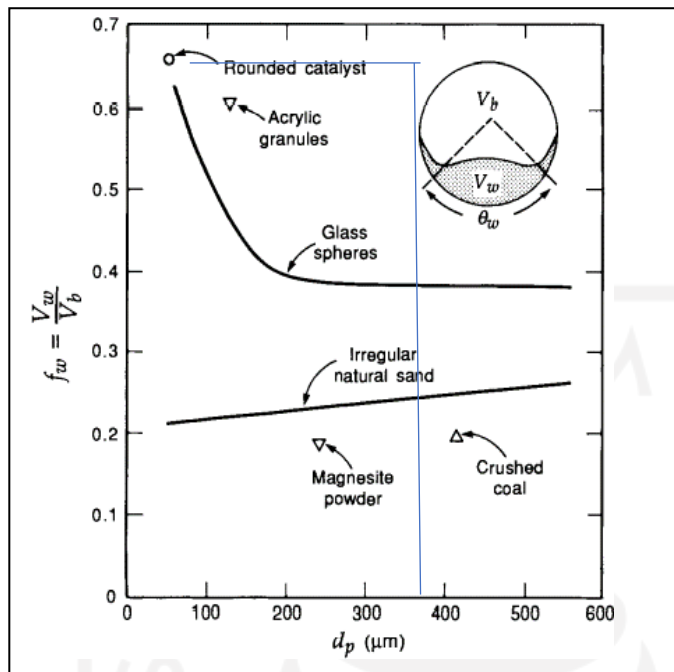
dalam bed (Kunii : 202)

$$\gamma_b = 0,0162$$

d. Ratio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam bed

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot \left[\frac{3 \cdot U_{mf} / \epsilon_{mf}}{U_{br} - U_{mf} / \epsilon_{mf}} + \alpha \right]$$

(Kunii : 202)



$$\alpha = 0,65$$

$$\gamma_c = 0,9196$$

- e. **Ratio antara padatan yang terdispersi dalam emulsi dan volume gelembung dalam bed**

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - (\gamma_c + \gamma_b)$$

(Kunii : 202)

$$\epsilon_{mf} = 0,42$$

$$\gamma_e = 0,1449$$

- f. **Koefisien perpindahan massa**

$$K_{bc} = 4,5 \cdot \left(\frac{U_{mf}}{d_b} \right) + 5,85 \left(\frac{\rho^{1/2} \cdot g^{1/4}}{d_b^{3/4}} \right)$$

(Kunii : 181)

Koefisien difusi molekuler

$$\mathcal{D}_b = 0,0657 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$= 0,00000657 \text{ m}^2/\text{s}$$

Sehingga,

$$K_{bc} = 6,8074 \text{ s}^{-1}$$

- g. Koefisien perpindahan massa

$$K_{ce} = 6,78 \cdot \left[\frac{(\epsilon_{mf} \cdot \rho \cdot U_b)}{d_b^3} \right]^{1/2} \quad (\text{Kunii : 183})$$

$$K_{ce} = 0,8012 \text{ s}^{-1}$$

- h. Menghitung Konsentrasi

Konversi

$$X_a = 75\%$$

$$C_a = C_{a0} (1 - X_a)$$

$$C_{a0}/C_a = 1/(1 - X_a)$$

$$\ln C_{a0}/C_a = \ln 1/(1 - X_a)$$

Dipilih nilai kinetika 2, karena Reaksi yang paling lambat

$$\ln C_{a0}/C_a = 0,4780$$

Sehingga,

$$L_t = 3,0585 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka L_t

$$L_t = 3,6703 \text{ m}$$

10. Menentukan Tinggi Dan Diameter *Freeboard*

- a. Menghitung Tinggi *Freeboard*

Berdasarkan hasil penelitian Choi et al. (1991), menyatakan bahwa dalam perancangan reaktor *fluidized bed* digunakan tinggi *freeboard* dengan rentang

antara 1,97 – 9,1 m. Dalam hal ini, untuk efisiensi dari reaktor yang bagus digunakan $(L_t/L_f)^2 = 1$, maka dapat diperoleh:

$$L_f = L_t = 3,6703 \text{ m}$$

b. Diameter *Freeboard*

Untuk menghindari terjadinya entrainment atau aliran partikel padat pada *freeboard*, maka kecepatan gas pada *freeboard* (U_c) < U_t .

Asumsi :

$$U_t = 0,1406 \text{ m/s}$$

$$U_c = 12 \text{ cm/s}$$

$$= 0,12 \text{ m/s}$$

Persamaan yang digunakan :

$$A_f = \frac{Q_{gas}}{U_c}$$

$$A_f = 10,7647 \text{ m}^2$$

Diameter *Freeboard*

$$D_f = \left[\frac{4xA}{\pi} \right]^{1/2}$$

11. Menentukan Tebal Dan Tinggi Head

a. Menghitung tebal head atas

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan :

$$OD = df + 2ts$$

$$OD = 146,29 \text{ in}$$

Diambil OD standar = 156 in (*brownell, 1959 hal 89*)

diperoleh:

$$icr = 9,375 \text{ in}$$

$$rc = 156 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{rc/icr})$$

$$th = \frac{Wprc}{2fE - 0.2p}$$

(brownell, 1959) hal 258

sehingga:

$$W = 1,7698 \text{ in}$$

$$th \text{ head} = 0,3247 \text{ in}$$

maka th standart: 0,375

diambil Sf standart yaitu: 2 in (tabel brownel 5.8 halaman 88)

b. Menghitung tebal head bawah

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan :

$$OD = dt + 2ts$$

$$OD = 86,271 \text{ in}$$

Diambil OD standar = 90 in (brownell, 1959) hal 89

diperoleh:

$$icr = 5,5 \text{ in}$$

$$rc = 90 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{rc/icr})$$

$$th = \frac{Wprc}{2fE - 0.2p}$$

(brownell, 1959) hal 258

$$W = 1,761 \text{ in}$$

th head = 0,1864 in

maka th standart = 0,250 (1/4)

diambil Sf standart yaitu: 2 in

c. Menghitung tinggi head atas

Dalam perancangan ini, dipilih *torispherical dished head*, sehingga

$$\begin{aligned} ID &= OD-2ts \\ &= 145,792 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 72,896 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a-icr \\ &= 72,710 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r-icr \\ &= 146,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= ((BC^2)-(AB^2))^{(1/2)} \\ &= 127,327 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc-AC \\ &= 28,673 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Lh &= Sf+b+th \\ &= 31,048 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka Lh

$$\begin{aligned} Lh &= 37,257 \text{ in} \\ &= 0,946 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Menghitung tinggi head bawah

Dalam perancangan ini, dipilih *torispherical flanged and dished head*, sehingga

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t_s \\ &= 85,771 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 42,886 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - ic_r \\ &= 42,886 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - ic_r \\ &= 84,500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= ((BC^2) - (AB^2))^{(1/2)} \\ &= 72,809 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 17,191 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_h &= S_f + b + th \\ &= 19,941 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka L_h

$$\begin{aligned} L_h &= 23,929 \text{ in} \\ &= 0,607 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, tinggi total reaktor} &= L_h + L_t + TDH \\ &= 7,969 \text{ m} \end{aligned}$$

12. Menentukan Pressure Drop

Persamaan yang digunakan :

$$\frac{\Delta P}{Lmf} = (1 - \epsilon mf)(\rho_s - \rho_g - \rho_l) \left(\frac{g}{gc}\right)$$

(Kunni, hal 72)

$$\Delta P = 0,0486 \text{ atm}$$

Menghitung Dimensi Gas Distributor

$$\Delta P = 10\% \text{ dari } \Delta P \text{ reaktor}$$

$$= 0,00486 \text{ atm}$$

13. Menghitung Koefisien Orifice

$$N_{Re} = \frac{Dt \times \rho g \times U_{mf}}{\mu g}$$

(Kunni, hal 105)

$$N_{Re} = 24685$$

Berdasarkan Kunii (halaman 105), dengan $N_{Re} > 3000$ diperoleh nilai

koefisien orifice

Re_t	100	300	500	1000	2000	>3000
$C_{d,or}$	0.68	0.70	0.68	0.64	0.61	0.60

$$C_d = 0,6$$

14. Menghitung U_{or}

$$U_{or} = C_d \left[\frac{2 \times gc \times \Delta p}{\rho g} \right]^{1/2}$$

$$U_{or} = 11,8963 \text{ m/s}$$

15. Menghitung Jumlah Lubang (N_{or})

$$N_{or} = \frac{4 \cdot U_0}{U_{or} \times \pi \times D_{or}^2}$$

Asumsi :

Diameter Orifice

$$D_{or} = 1 \text{ cm}$$

$$= 0,01 \text{ m}$$

$$= 371,266 \text{ m}^2$$

16. Luas penampang lingkaran bawah

$$\frac{\pi x dt^2}{4}$$

$$\text{Luas penampang lingkaran bawah} = 3,725 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang} = 1383,262 \text{ lubang}$$

17. Menentukan Volume Dan Waktu Tinggal

Kecepatan Volumetrik Umpan Masuk :

Cairan

$$Q = 14,756 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume Katalis :

$$V = \frac{\text{massa katalis}}{\rho \text{ katalis}}$$

$$V = 0,041 \text{ m}^3$$

Waktu Tinggal

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

$$\tau = 0,00279 \text{ jam}$$

$$= 10,05 \text{ s}$$

$$= 0,1675 \text{ menit}$$

Menghitung volume dalam reaktor

Volume reaktor (V_r) adalah volume vessel reaktor ditambah dengan volume kedua head (Brownell & Young, 1979),

Vhead atas

$$0,000049 \times (Df)^2 \times Lf$$

$$V_{\text{head atas}} = 0,00246 \text{ m}^3$$

VTDH

$$\frac{\pi}{4} \times (Df)^2 \times (L_{TDH} - Lf) + \frac{\pi}{3} \times Lf \times \frac{1}{4} (Df^2 + Df \times Dt + Dr^2)$$

$$VTDH = 10,957 \text{ m}^3$$

Vreaksi

$$\frac{\pi}{4} \times (Dt)^2 \times Lt$$

$$V_{\text{reaksi}} = 13,674 \text{ m}^3$$

Vhead bawah

$$0,000049 \times (Dt)^2 \times Lt$$

$$V_{\text{head bawah}} = 0,00085 \text{ m}^3$$

$$\text{Total Volume Reaktor} = 24,635 \text{ m}^3$$

$$= 24635 \text{ Liter}$$

18. Neraca Panas Reaktor

	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
ΔH_1 (in)	1271714,0348	0
ΔH_{oR}	5.343.436,3666	0
ΔH_2 (out)	0	639535,2497
Q (pendingin)	0	5975615,1517
TOTAL	6615150,4014	6615150,4014

Media pendingin yang yang digunakan adalah *Cooling Water* dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 40 °C.

$$\Delta H = Cp \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = \Delta H (40^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C})$$

$$\Delta H = (4.2141x(313 - 298)) - (4.1775x(303 - 298))$$

$$\Delta H = 42,324 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingin :

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 141187,39 \text{ kg/jam}$$

19. Menentukan Jenis Pendingin

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	70	343	158
Suhu fluida panas keluar reaktor	70	343	158
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	40	313	104

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 62,5691 \text{ }^\circ\text{F}$$

Luas Perpindahan Panas:

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk *light organics* (hot) dan *water* (cold) sebesar 75 - 150 Btu/ft².F jam

$$UD = 150 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = 59,1504 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selubung reaktor:

$$A = OD \times H_L + \left(\frac{\pi}{4} \times OD^2\right)$$

$$A = 19,217 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih coil pendingin.

Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas}}$$

$$Q_v = 141,4647 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk aliran dalam koil/tube, Batasan kecepatannya adalah 1,5 – 2,5 m/s

(Coulson pg, 527).

$$\text{Kecepatan fluida pendingin} = 2 \text{ m/s} = 7200 \text{ m/jam}$$

$$\text{Debit fluida pendingin} = 141,4647 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas penampang A} = 0.0196 \text{ m}^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$ID = 0,1582 \text{ m} = 6,2286 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern tabel 11 pg 844)

$$\text{NPS} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 80$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,7188 \text{ ft} = 0.219 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 7,625 \text{ in} = 0,6354 \text{ ft} = 0,1936 \text{ m}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 45,7 \text{ in}^2 = 0,3174 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/panjang (a'')} = 2,2580 \text{ ft}^2/\text{ft outside}$$

$$= 2 \text{ ft}^2/\text{ft inside}$$

$$L/D = 18,88$$

Menentukan koefisien transfer panas dalam koil (hi)

$$\rho \text{ fluida pendingin} = 998,04 \text{ kg/m}^3 = 62,2777 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ fluida pendingin} = 0,8177 \text{ cp} = 1,9780 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ fluida pendingin} = 0,3315 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ fluida pendingin} = 23091,447 \text{ btu/lb.F}$$

$$j_H = 600 \text{ (Grafik 24 Kern pg 834)}$$

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 10030,0495 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 8867,1452 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

Untuk koil, hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

$$D_{\text{spiral koil}} = 64,3283 \text{ in}$$

$$h_{io \text{ koil}} = 12746,5025 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil dihitung dengan :

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Kern page 723})$$

$$j_H = 600$$

$$D = 0,6354 \text{ ft}$$

$$\rho = 998,04 \text{ kg/m}^3 = 62,2776 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,8177 \text{ cP} = 1,9788 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p = 23091,4470 \text{ kJ/kg} = 5514,2375 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3315 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$\mu/\mu_w = 1,9788$$

Sehingga didapatkan $h_o = 11037,2265 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

Menentukan Uc

Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih :

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ koil}}}{h_o + h_{io \text{ koil}}}$$

$$U_c = 5871,6321 \text{ Btu/jam ft}^2.^\circ\text{F}$$

Menentukan Ud

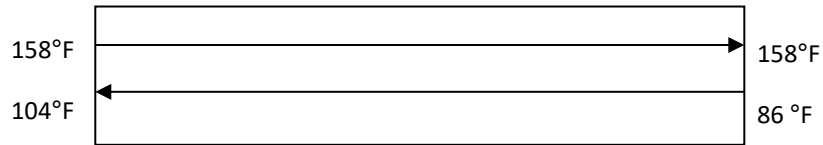
Untuk kecepatan fluida 2 m/s maka $R_d = 0,001$ (Kern pg 845)

$$U_D = \frac{h_D \cdot U_c}{h_D + U_c}$$

$$h_D = 1/R_d$$

$$U_d = 854,4741 \text{ Btu/jam ft}^2.^\circ\text{F}$$

Menentukan luas bidang transfer panas



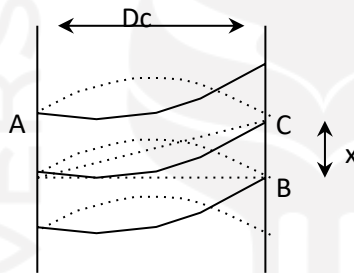
$$A = Q_{\text{total}} / (U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}) = 111,7697 \text{ ft}^2$$

Menentukan Panjang koil

$$L_{\text{pipa Koil}} = A/a'' = 49,4994 \text{ ft} = 15,0874 \text{ m}$$

Menentukan jumlah lilitan

Keliling lilitan = 0.5 putaran miring + 0.5 putaran datar



$$K_{\text{lilitan}} = 1 \cdot 2\pi D_c + 1 \cdot 2\pi A C$$

$$K_{\text{lilitan}} = 1/2\pi D_c + 1/2\pi(D_c^2 + x^2)/x$$

$$K_{\text{lilitan}} = 4,7947 \text{ m}$$

$$N_{\text{lilitan}} = L_{\text{pipa koil}} / K_{\text{lilitan}}$$

$$N_{\text{lilitan}} = 4 \text{ lilitan}$$

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N_{\text{lilitan}} - 1) \cdot x + N_{\text{lilitan}} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 3,9531 \text{ ft} = 1,2049 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam *shell* akan naik karena adanya volume dari koil

Asumsi : semua koil tercelup

$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$
--

$$V \text{ cairan dalam shell} = 1,1105 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} = 0,0558 \text{ m}^3$$

$$A \text{ shell} = 23,7463 \text{ m}^2$$

$$Z_c = 1,1332 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan setelah ada koil)/2

$$hk = 0,2142 \text{ m}$$

$$b+sf = 0,2 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan
2. Jarak dasar tangka ke bagian bawah koil $(hk) > (b+sf)$

Menentukan *Pressure Drop*

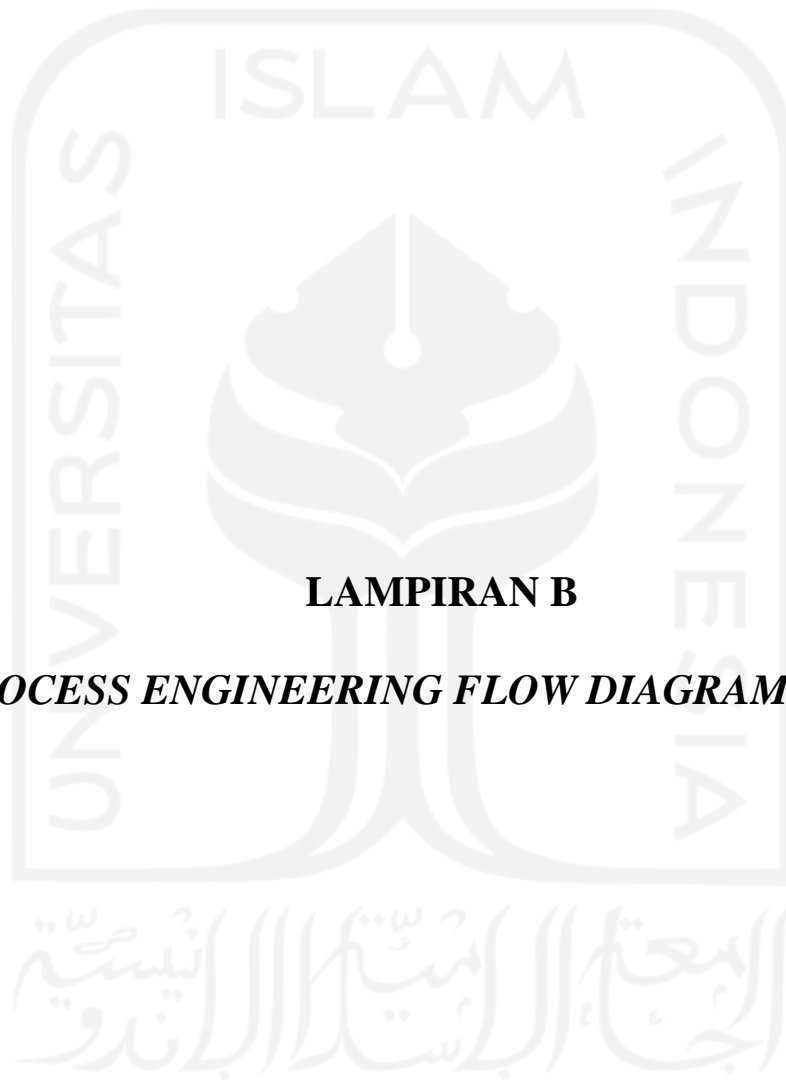
$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$Re = 315070,01$$

$$F = 0,00480 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

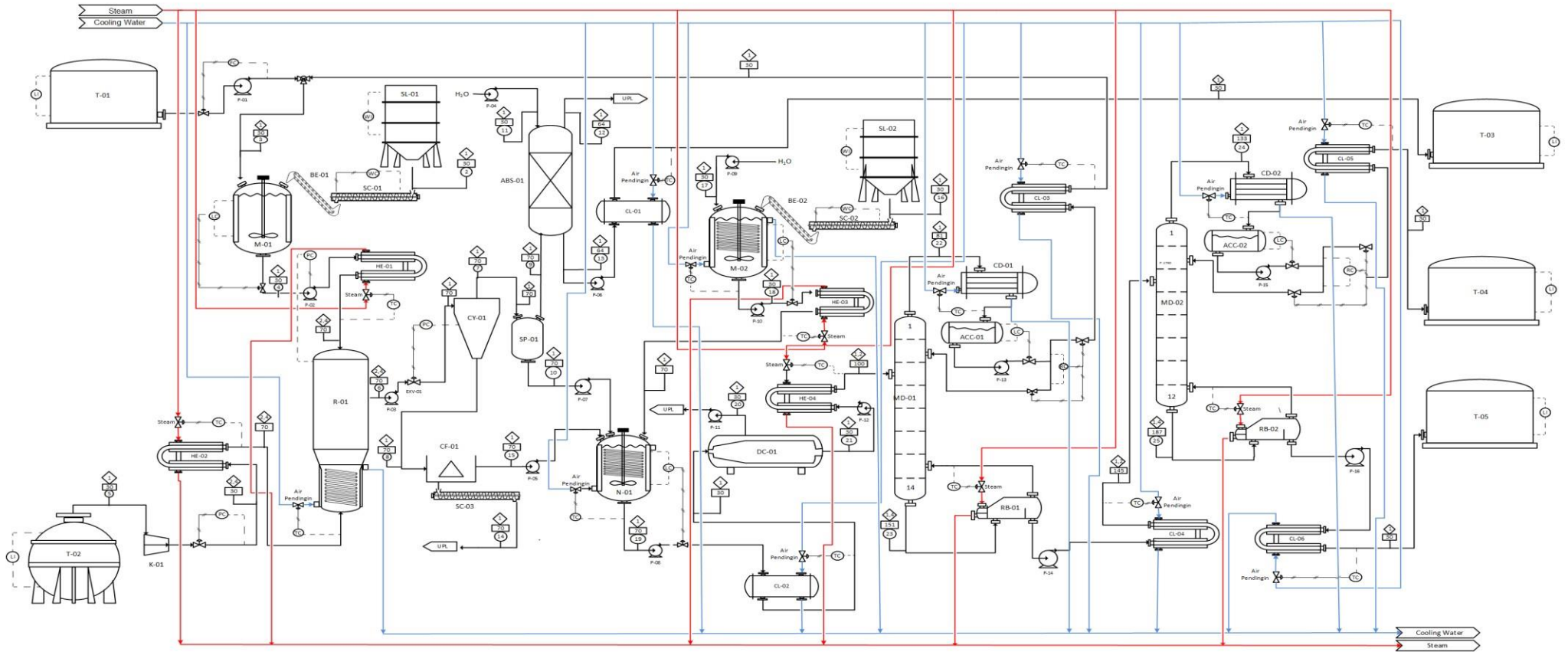
$$\Delta P_T = 0,00177 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$



LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK CHLOROBEZENE DARI BENZENE DAN CHLORINE
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)																									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	
C ₆ H ₆ (l)	4680		12198	12198		7563	6958	605,1		6958																
C ₆ H ₅ (l)	47,2		123,2	123,2		123,2	113,3	9,8		113,3				0,49	9,36											
Cl ₂ (g)					11659	6384	6384		6384																	
CO ₂ (g)					117,7	117,7	117,7		117,7				117,7													
O ₂ (g)													1438													
FeC ₂ (s)	121,9		121,9		121,9		121,9							121,9												
C ₆ H ₅ Cl (l)					5014	4613	401,1		4613					20,1	381,1				4994		4994		4994	4984	9,98	
C ₆ H ₄ Cl ₂ (l)					2184	2009	174,7		2009					8,73	165,9				2175		2175		2175	4,35	2170	
HCl (l)					2711	2494	216,9		2494				6564	10,8	206,1				29,8	8878	8908	10240	10240			
H ₂ O (l)											3237		1618													
NaOH (s)																2959		2959								
NaCl (g)																				4328	4328					
Total	4728	121,9	12321	12443	11776	24220	22691	1529	6502	16188	3237	1556	8183	192,3	1337	2989	8878	11868	29394	14568	14825	7593	7231	5050	2180	

Keterangan				
ABS	Absorber	P	Pompa	RC
ACC	Accumulator	K	Kompresor	Ratio Controller
BE	Bucket Elevator	R	Resektor	TC
CL	Cooler	RB	Reboiler	Temperature Controller
CD	Condensor	RVF	Rotary Vacuum Filter	WC
CY	Cyclone	SC	Screw Conveyor	Weight Controller
DC	Decanter	SL	Silo	WI
EXV	Expansion Valve	T	Tangki	Weight Indicator
HE	Heater	FC	Flow Controller	Tekanan
M	Mixer	LC	Level Controller	Suhu
N	Neutralizer	LI	Level Indicator	Nomor Arus
		PC	Pressure Controller	Control Valve
				Piping
				Sinyal Pneumatic
				Sinyal Electric



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2022

PRA RANCANGAN PABRIK CHLOROBEZENE
DARI BENZENE DAN CHLORINE
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
Yogi Adi Prabowo (18521101)
DOSEN PEMBIMBING:
Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc.
Ajeng Yullanti Dewi Lestari, S.T., M.T.












LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Yogi Adi Prabowo
No. NIM : 18521101
Judul Prarancangan : PABRIK CHLOROBENZENE DARI BENZENE
DAN CHLORINE DENGAN PROSES
KLORINASI KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN
Mulai Masa Bimbingan : **6 Desember 2022**
Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	28/12/2021	Bimbingan kapasitas prarancangan pabrik	
2.	05/01/2022	Bimbingan pemilihan proses beserta landasan teori	
3.	08/02/2022	Bimbingan tinjauan termodinamika dan diagram alir	
4.	11/03/2022	Bimbingan diagram alir dan neraca massa	
5.	12/06/2022	Bimbingan spesifikasi alat reaktor	
6.	08/07/2022	Bimbingan alat pemisah, PEFD, alat penyimpanan dan transportasi padatan	
7.	26/07/2022	Bimbingan alat penukar panas dan neraca panas	
8.	11/08/2022	Bimbingan revisi PEFD dan spesifikasi alat	
9.	14/09/2022	Bimbingan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 15 September 2022

Pembimbing,











Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Yogi Adi Prabowo
No. NIM : 18521101
Judul Prarancangan : PABRIK CHLOROBENZENE DARI BENZENE
DAN CHLORINE DENGAN PROSES
KLORINASI KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	08/12/2021	Pertemuan perdana bimbingan	
2.	04/03/2022	Bimbingan spesifikasi bahan	
3.	06/03/2022	Bimbingan neraca massa	
4.	11/06/2022	Bimbingan Spesifikasi alat	
5.	20/07/2022	Bimbingan alat pemisah	
6.	30/08/2022	Bimbingan tata letak lokasi, utilitas dan evaluasi ekonomi	
7.	10/09/2022	Bimbingan revisi utilitas dan ekonomi	
8.	12/09/2022	Bimbingan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 15 September 2022

Pembimbing,



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.